

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ МЕМБРАННОГО РОЗДІЛЕННЯ ПРАКТИКУМ З НАВЧАЛЬНОЇ ДИСЦИПЛІНИ

*Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
як навчальний посібник для студентів,
які навчаються за спеціальністю 133 «Галузеве машинобудування»,
спеціалізацією «Інжиніринг, комп'ютерне моделювання та проектування
обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв»*

Київ
КПІ ім. Ігоря Сікорського
2018

Моделювання процесів мембранного розділення: практикум з навчальної дисципліни [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузе машинобудування», спеціалізації «Інжиніринг, комп'ютерне моделювання та проектування обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв» / КПІ ім. Ігоря Сікорського ; уклад.: С.В. Гулієнко. – Електронні текстові дані (1 файл: 2,27 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. – 104 с.

*Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського (протокол № 3 від 22.11.2018 р.)
за поданням Вченої ради інженерно-хімічного факультету (протокол № 9 від 30.10.2018 р.)*

Електронне мережне навчальне видання

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ МЕМБРАННОГО РОЗДІЛЕННЯ ПРАКТИКУМ З НАВЧАЛЬНОЇ ДИСЦИПЛІНИ

Укладач: *Гулієнко Сергій Валерійович, канд. техн. наук.*

Відповідальний
редактор *Корнієнко Ярослав Микитович, д-р техн. наук, проф.*

Рецензенти: *Змієвський Юрій Григорович, канд. техн. наук, доц.*

Навчальний посібник присвячений використанню методів математичного моделювання процесів мембранного розділення для передбачення характеристик розділення та розрахунку апаратів. Наведено виведення основних розрахункових формул для баромембранних процесів та наведено приклади їх використання. Представлені методики розрахунку мембранного обладнання та для кожного апарату наведено приклад розрахунку. Наведені завдання для розрахунків. Матеріал посібника доцільно використовувати при проведенні практичних занять з курсу «Моделювання процесів мембранного розділення». Всі необхідні довідкові дані для виконання розрахунків наведені в тексті посібника та в додатках.

© КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018

ЗМІСТ

ВСТУП.....	5
1. ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ РОЗРАХУНКУ МЕМБРАННИХ ПРОЦЕСІВ. ЗАДАЧІ БАЗОВОГО РІВНЯ.....	6
1.1 Матеріальний баланс. Визначення площі поверхні мембран.....	6
1.2 Визначення селективності мембран.....	15
1.3 Врахування реальних умов в мембранних апаратах.....	18
1.4 Каскадні режими роботи. Секціювання апаратів.....	22
1.5 Задачі базової рівня.....	28
2. РОЗРАХУНОК АПАРАТА ЗВОРОТНОГО ОСМОСУ.....	37
2.1 Мета розрахунку.....	37
2.2. Опис конструкції апарата зворотного осмосу.....	37
2.3 Вихідні дані.....	38
2.4 Алгоритм розрахунку.....	39
2.4.1 Визначення кінцевої концентрації.....	39
2.4.2 Вибір мембрани.....	39
2.4.3 Наближений розрахунок поверхні мембрани.....	41
2.4.4 Вибір апарата та його основних параметрів.....	42
2.4.5 Секціювання апаратів в установці.....	44
2.4.6 Розрахунок спостережуваної селективності.....	45
2.4.7 Уточнений розрахунок поверхні мембрани.....	49
2.4.8 Розрахунок гідравлічного опору.....	50
2.5 Приклад розрахунку апарата зворотного осмосу.....	52
3 МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ УЛЬТРАФІЛЬТРАЦІЙНОГО АПАРАТА.....	65
3.1 Мета розрахунку.....	65
3.2. Опис конструкції ультрафільтраційного апарата.....	65
3.3 Вихідні дані.....	67

3.4 Алгоритм розрахунку.....	68
3.4.1 Вибір мембрани.....	68
3.4.2 Наближений розрахунок площі поверхні мембрани.....	70
3.4.3 Вибір апарата та визначення його основних розмірів.....	71
3.4.4 Секціювання апарата.....	72
3.4.5 Розрахунок спостережуваного коефіцієнта розділення.....	73
3.4.6 Уточнений розрахунок поверхні мембран.....	74
3.4.7 Розрахунок гідравлічного опору.....	74
3.5 Приклад розрахунку ультрафільтраційного апарата.....	75
4 РОЗРАХУНОК УСТАНОВКИ МЕМБРАННОГО РОЗДІЛЕННЯ ГАЗОВИХ СУМІШЕЙ.....	88
4.1 Мета розрахунку.....	88
4.2 Вихідні дані.....	88
4.3 Алгоритм розрахунку.....	88
4.4 Приклад розрахунку апарата мембранного газорозділення.....	90
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	92
ДОДАТОК А. Характеристики іонів.....	93
ДОДАТОК Б. Властивості розчинів електролітів.....	94
ДОДАТОК В. Фізичні властивості води.....	101
ДОДАТОК Г. Завдання до розрахунку апарата зворотного осмосу...	102
ДОДАТОК Д. Завдання до розрахунку ультрафільтраційного апарата.....	103
ДОДАТОК Е. Завдання до розрахунку апарата газорозділення.....	104

ВСТУП

Процеси мембранного розділення широко використовуються в хімічній, біотехнологічній, харчовій промисловості та в суміжних галузях економіки завдяки їх технологічним та економічним перевагам. Однак методи математичного моделювання цих процесів та методики проектного розрахунку таких апаратів достатньо складні і мають особливості, порівняно традиційними тепло- та маосомінними процесами.

Метою циклу практичних занять з курсу «Моделювання процесів мембранного розділення» є набуття студентами досвіду використання математичних моделей для розрахунку параметрів мембранних процесів та проектування мембранного обладнання. Цей посібник призначений для методичного забезпечення практичних занять з даної дисципліни.

Згідно робочої навчальної програми цикл практичних занять передбачає розв'язання студентами трьох задач базового рівня та двох розрахунків апаратів, а саме апаратів зворотного осмосу та ультрафільтрації (розрахунок апарата мембранного газорозділення вважається задачею базового рівня через відносну невеликий об'єм розрахунків та відсутності складних обчислювальних процедур). В навчальному посібнику наведені теоретичні основи процесів, методики розрахунку обладнання та приклади виконання кожного практичного завдання.

1. ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ РОЗРАХУНКУ МЕМБРАННИХ ПРОЦЕСІВ. ЗАДАЧІ БАЗОВОГО РІВНЯ.

1.1 Матеріальний баланс. Визначення площі поверхні мембран

Розглянемо основний варіант проведення мембранних процесів розділення розчинів (рисунок 1.1), як показано в роботі [1]. .

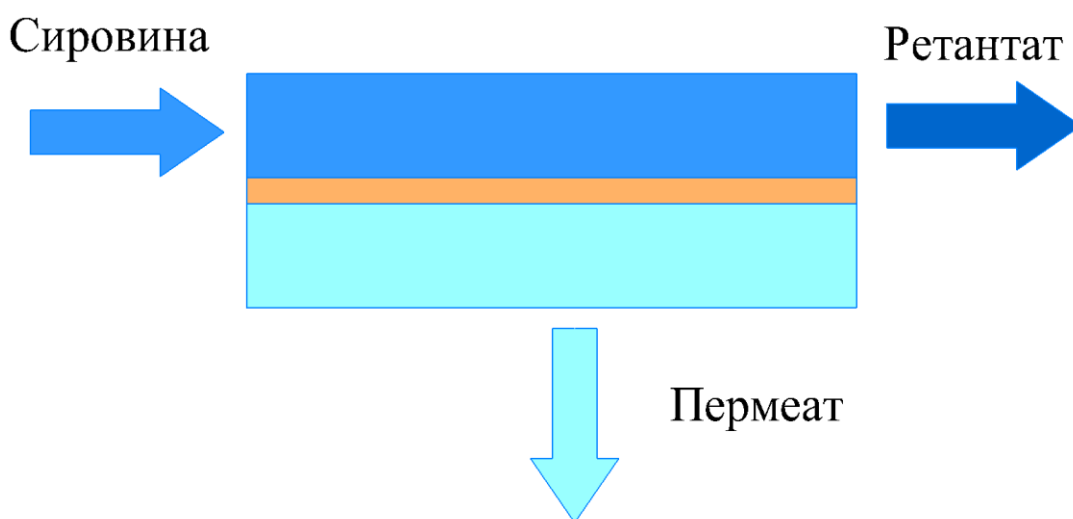


Рисунок 1.1 – Принципова схема основного варіанта мембранного розділення розчину

Початковий розчин поступає на вхід мембранного апарата (або групи апаратів), де встановлена мембрана (на рисунку 1.1 зафарбована оранжевим кольором) з достатньо високою селективністю за всіма розчиненими речовинами. Проходячи по напірному каналу, розчин концентрується, а вихідний пермеат збідненений розчиненими речовинами. За такою схемою здійснюють дві операції – очищення розчинника і концентрування розчинених речовин. Ці процеси проходять одночасно, тому назву схемі дають за тою операцією, яка найбільш важлива з точки зору поставленої задачі. Наприклад, якщо метою є отримання прісної води з морської, то говорять «схема очищення» («знесолення», «опріснення»). Якщо необхідно підвищити концентрацію розчиненої речовини, то говорять «схема концентрування».

Припустимо, що в напірному каналі розчин рухається в режимі ідеального витіснення. Це значить, що концентрації та швидкості постійні в будь-якій точці поперечного перерізу, повздовжнє перемішування відсутнє, концентрація плавно змінюється від входу в апарат до виходу з нього [1-2]. Прийmemo також, що пермеат відводиться перпендикулярно до потоку розділюваного розчину і процес протікає при постійному тиску і температурі.

За таких допущень концентрація пермеата і питома продуктивність мембрани являються лише функціями концентрації розділюваного розчину [1].

$$x_2 = g(x_1) \quad (1.1)$$

$$G = f(x_1) \quad (1.2)$$

де x_1 – масова частка розчиненої речовини в довільному перерізі апарата;

x_2 – масова частка розчиненої речовини в пермеаті в тому ж перерізі;

G – питома продуктивність мембрани, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Представимо рівняння матеріального балансу за всіма компонентами і за розчиненою речовиною в цілому (рисунок 1.2) [1]:

$$L_f = L_p + L_r, \quad (1.3)$$

$$L_f \cdot x_{1f} = L_p \cdot x_2 + L_r \cdot x_{1r}. \quad (1.4)$$

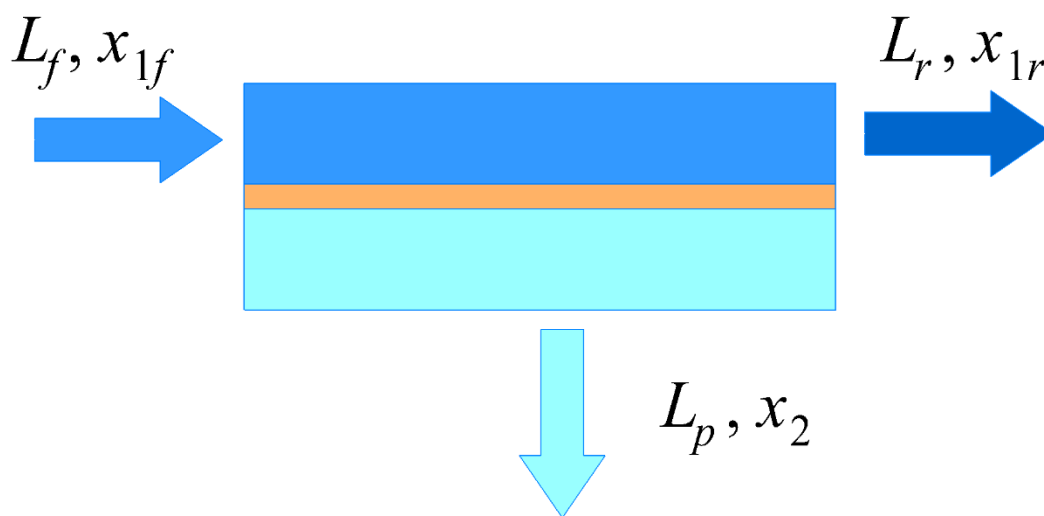


Рисунок 1.2 – Матеріальний баланс мембранних процесів

де L_f – масова витрата початкового розчину (сировини), кг/с;

L_p – масова витрата пермеату, кг/с;

L_r – масова витрата ретентату, кг/с;

x_{1f} – масова частка розчиненої речовини в початковому розчині (сировині);

x_2 – масова частка розчиненої речовини в пермеаті;

x_{1r} – масова частка розчиненої речовини в ретентаті.

При проведенні практичних розрахунків, як правило, відомі витрати початкового розчину та його концентрація. Концентрація розчиненої речовини в ретентаті також як правило відома – може бути задана або визначена з технологічних обмежень процесу розділення [1]. Необхідно знайти витрати пермеату та ретентату, а також концентрацію розчиненої речовини в пермеаті. Отже, маємо три невідомі величини, що зв'язані двома рівняннями. Замкнути систему можна за допомогою диференціальних перетворень, як показано в роботі [1].

Розглянемо ділянку від входу в апарат, до довільного перерізу (рисунок 1.3).

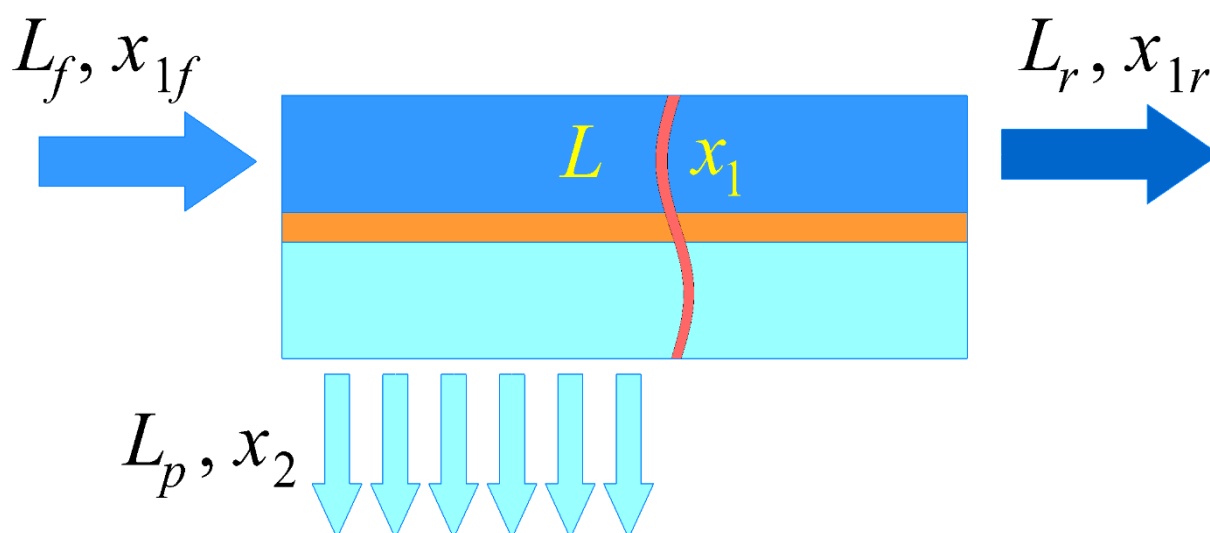


Рисунок 1.3 – Схема потоків і концентрацій в апараті ідеального витіснення

Нехай L – масова витрата розділюваного розчину в обраному довільному перерізі, x_1 – масова частка розчиненої речовини в цьому перерізі, L_p – масова витрата пермеату на ділянці від входу в апарат до розглядуваного перерізу, x_{2c} – масова частка розчиненої речовини в пермеаті, що характеризується витратою L_p , тобто середня концентрація на ділянці від входу в апарат до розглядуваного перерізу.

Нехай на елементі поверхні dF в розглядуваному довільному перерізі утворюється пермеат з витратою dL_p і концентрацією x_2 розчиненої речовини, і за рахунок цього зміна його витрати з пермеатом становить $d(L_p x_{2c})$, тому можна прирівняти:

$$dL_p \cdot x_2 = d(L_p \cdot x_{2c}). \quad (1.5)$$

Утворення пермеату супроводжується зменшенням витрат розділюваного розчину. Оскільки мембрана не є ідеально селективною, це ж стосується і розчиненої речовини, тому можна записати?

$$dL_p = dL, \quad (1.6)$$

$$-dL_p \cdot x_{2c} = -d(L \cdot x_1). \quad (1.7)$$

З урахуванням цього вираз (1.5) можна переписати:

$$-dL \cdot x_2 = -d(L \cdot x_1). \quad (1.8)$$

Звідки:

$$x_2 = \frac{d(L \cdot x_1)}{dL}. \quad (1.9)$$

В врахуванням рівняння (1.1):

$$\frac{d(L \cdot x_1)}{dL} = g(x_1). \quad (1.10)$$

Представимо рівняння (1.10) в зручному для інтегрування вигляді:

$$\frac{dL \cdot x_1 + L \cdot dx_1}{dL} = g(x_1). \quad (1.11)$$

$$x_1 + \frac{L}{dL} dx_1 = g(x_1). \quad (1.12)$$

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1}. \quad (1.13)$$

Проінтегруємо ліву частину рівняння (1.13) від L_f до L_r , а праву від x_{1f} до x_{1r} тобто по всій довжині мембрани в апараті:

$$\int_{L_f}^{L_r} \frac{dL}{L} = \int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1}. \quad (1.14)$$

$$\ln \frac{L_r}{L_f} = \int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1}. \quad (1.15)$$

$$L_r = L_f \exp \left(\int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1} \right). \quad (1.17)$$

Отримане рівняння (1.17) є відсутнім третім рівнянням матеріального балансу. Безпосередньо з нього визначається витрата ретентату. Підстановкою (1.17) в (1.3) знаходимо загальну витрату пермеату.

$$L_p = L_f - L_r = L_f \left(1 - \exp \left(\int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1} \right) \right). \quad (1.18)$$

Розв'язком рівняння (1.4) відносно x_2 з урахуванням (1.17) і (1.18) отримується наступний вираз для визначення середнього складу пермеату:

$$\begin{aligned} x_2 = \frac{L_f x_{1f} - L_r x_{1r}}{L_p} &= \frac{L_f x_{1f} - L_f x_{1f} \exp \left(\int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1} \right)}{L_f - L_f \exp \left(\int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1} \right)} = \\ &= x_{1f} \frac{1 - \frac{x_{1r}}{x_{1f}} \exp \left(\int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1} \right)}{1 - \exp \left(\int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1} \right)} \end{aligned} \quad (1.19)$$

Інтеграл, що входить до складу рівнянь (1.17)–(1.19), в загальному вигляді знаходиться шляхом числового чи графічного інтегрування. В окремих випадках коли функція $x_2 = g(x_1)$ має простий вигляд, можливі аналітичні розв'язки.

Розглянемо один такий важливий випадок, поширений в процесах зворотного осмосу та ультрафільтрації на широкому діапазоні зміни концентрації, коли селективність, що характеризується коефіцієнтом розділення R , зберігається постійною при зміні концентраціях розчиненої речовини:

$$R = 1 - \frac{x_2}{x_1} = \text{const}. \quad (1.20)$$

Тоді $x_2 = g(x_1) = x_1 \cdot (1 - R)$ і вказаний інтеграл має наступний розв'язок:

$$\int_{x_{1r}}^{x_{1f}} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1} = \int_{x_{1r}}^{x_{1f}} \frac{dx_1}{x_1(1 - R) - x_1} = \int_{x_{1r}}^{x_{1f}} \frac{dx_1}{-R \cdot x_1} = -\frac{1}{R} \ln \left(\frac{x_{1f}}{x_{1r}} \right). \quad (1.21)$$

Підставивши (1.21) в (1.17), (1.18) та (1.19), отримаємо:

$$L_r = L_f \left(\frac{x_{1r}}{x_{1f}} \right)^{-\frac{1}{R}}, \quad (1.22)$$

$$L_p = L_f - L_r = L_f \left(1 - \left(\frac{x_{1r}}{x_{1f}} \right)^{-\frac{1}{R}} \right), \quad (1.23)$$

$$x_2 = x_{1f} \frac{1 - \left(\frac{x_{1r}}{x_{1f}} \right)^{\frac{R-1}{R}}}{1 - \left(\frac{x_{1r}}{x_{1f}} \right)^{-\frac{1}{R}}}. \quad (1.24)$$

Рівняння (1.22)–(1.24) використовуються для розрахунку матеріального балансу мембранних процесів.

Введемо величину ступеня концентрування:

$$K = \frac{x_{1r}}{x_{1f}}. \quad (1.25)$$

За допомогою відношення (1.25) рівняння (1.22)–(1.24) запишуться в більш компактній формі:

$$L_r = L_f K^{-\frac{1}{R}}, \quad (1.26)$$

$$L_p = L_f - L_r = L_f \left(1 - K^{-\frac{1}{R}} \right), \quad (1.27)$$

$$x_2 = x_{1f} \frac{1 - K^{\frac{R-1}{R}}}{1 - K^{\frac{-1}{R}}}. \quad (1.28)$$

Знайдемо тепер вираз, що дозволяє розрахувати робочу поверхню мембрани, що необхідна для концентрування розчину від x_{1f} до x_{1r} .

Знову розглянемо довільний переріз апарата з нескінченно малою поверхнею dF . Витрату пермеату в цьому перерізі можна представити як співвідношення:

$$dL_f = G \cdot dF, \quad (1.29)$$

де питома продуктивність мембрани G , що виражається в $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Вище було показано, що $dL_f = -dL$. З рівняння (1.13) отримуємо:

$$dL = L \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1}. \quad (1.30)$$

Згідно рівняння (1.2) $G=f(x_1)$, тому рівняння (1.29) можна представити у вигляді:

$$L \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1} = -f(x_1) dF. \quad (1.31)$$

Звідки можна отримати:

$$dF = \frac{1}{-f(x_1)} \cdot L \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1} = L \frac{dx_1}{[x_1 - g(x_1)] \cdot f(x_1)}. \quad (1.32)$$

При інтегруванні рівняння (1.13) для ділянки від входу в апарат до розглядуваного довільного перерізу можна отримати:

$$L = L_f \exp \int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1}. \quad (1.33)$$

Підставимо рівняння (1.33) в рівняння (1.32):

$$dF = L_f \cdot \exp \left(\int_{x_{1f}}^{x_1} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1} \right) \cdot \left[\frac{dx_1}{[x_1 - g(x_1)] \cdot f(x_1)} \right] = L_f \frac{\exp \left(\int_{x_{1f}}^{x_1} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1} \right)}{[x_1 - g(x_1)] \cdot f(x_1)} dx_1. \quad (1.34)$$

Після інтегрування за всією робочою поверхнею отримаємо:

$$F = L_f \int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{\exp\left(\int_{x_{1f}}^{x_1} \frac{dx_1}{g(x_1) - x_1}\right)}{[x_1 - g(x_1)]f(x_1)} dx_1. \quad (1.35)$$

Рівняння (1.35) дозволяє визначити робочу поверхню мембран, необхідну для концентрування розчину від концентрації x_{1f} до концентрації x_{1r} . Значення інтегралу знаходиться шляхом числового або графічного інтегрування.

В окремому випадку, коли селективність мембрани не змінюється з ростом концентрації, лінійне зменшення питомої продуктивності можна виразити у вигляді:

$$G = G_0 - C \cdot x_1. \quad (1.36)$$

де G_0 - питома продуктивність за чистим розчинником, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$;

C - константа, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

В такому разі рівняння (1.35) можна суттєво спростити:

$$F = L_f \cdot \int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{\exp\left(-\frac{1}{R} \ln\left(\frac{x_1}{x_{1f}}\right)\right)}{(G_0 - C \cdot x_1) \cdot R \cdot x_1} dx_1 = \frac{L_f}{R} \cdot \int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{\left(\frac{x_1}{x_{1f}}\right)^{-\frac{1}{R}}}{(G_0 - C \cdot x_1) \cdot x_1} dx_1 = \quad (1.37)$$

$$\frac{L_f \cdot x_{1f}^{-\frac{1}{R}}}{R} \int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{dx_1}{(G_0 - C \cdot x_1) \cdot x_1^{\frac{1+R}{R}}}$$

Значення інтеграла в рівнянні (1.37) в загальному випадку знаходять шляхом числового чи графічного інтегрування. Однак, якщо $R \geq 0,9$, то з достатньою для технічних розрахунків точністю, можна використовувати аналітичний розв'язок, отриманий при $R=1$:

$$F = L_f \cdot x_{1f} \int_{x_{1f}}^{x_{1r}} \frac{dx_1}{(G_0 - C \cdot x_1) \cdot x_1^2} = \frac{L_f \cdot x_{1f}}{G_0} \left[-\frac{C}{G_0} \ln\left(\frac{(G_0 - C \cdot x_{1r}) \cdot x_{1f}}{(G_0 - C \cdot x_{1f}) \cdot x_{1r}}\right) + \frac{1}{x_{1f}} - \frac{1}{x_{1r}} \right]. \quad (1.38)$$

Найчастіше розрахунки площі поверхні мембран, особливо у випадку зворотного осмосу, виконують за формулою (1.39).

Розглянемо приклади розрахунків матеріального балансу та площі поверхні мембрани на прикладах.

Приклад 1. В апараті ідеального витіснення проводиться концентрування $L_f=4$ кг/с розчину солі від концентрації $x_{1f}=1$ мас % до $x_{1r}=3$ мас %. При цьому коефіцієнт розділення становить $R=0,945$. Визначити витрату пермеату і концентрацію в ньому солі, а також витрату ретентату.

Розв'язання:

При розрахунках концентрації виражаємо в масових частках.

Для зручності обчислень введемо поняття ступеня концентрування, як відношення x_{1r}/x_{1f} :

$$K = \frac{x_{1r}}{x_{1f}} = \frac{0,03}{0,01} = 3.$$

Тоді за формулами (1.26) – (1.28) отримуємо.

$$L_r = L_f K^{-\frac{1}{R}} = 4 \cdot 3^{-\frac{1}{0,945}} = 1,25 \text{ кг/с},$$

$$L_p = L_f - L_r = L_f \left(1 - K^{-\frac{1}{R}} \right) = 4 \cdot \left(1 - 3^{-\frac{1}{0,945}} \right) = 2,75 \text{ кг/с},$$

$$x_2 = x_{1f} \frac{1 - K^{\frac{R-1}{R}}}{1 - K^{-\frac{1}{R}}} = 0,01 \cdot \frac{1 - 3^{\frac{0,945-1}{0,945}}}{1 - 3^{-\frac{1}{0,945}}} = 9,01 \cdot 10^{-4} \text{ кг/кг}.$$

Відповідь: Витрата пермеату становить 2,75 кг/с, витрата ретантату – 1,25 кг/с, концентрація (масова частка) солі в пермеату – $9,01 \cdot 10^{-4}$ кг/кг.

Приклад 2. Визначити необхідну робочу поверхню мембран в апараті ідеального витіснення за умов прикладу 1, якщо залежність питомої продуктивності від концентрації описується рівнянням $G=0,036-0,045 \cdot x_1$, де x_1 - концентрація розчиненої речовини масових частках.

Тобто $G_0=0,0036$ кг/(м²·с), а $C=0,045$ кг/(м²·с).

Розв'язання:

За рівнянням (1.38) маємо:

$$F = \frac{L_f \cdot x_{1f}}{G_0} \left[-\frac{C}{G_0} \ln \left(\frac{(G_0 - C \cdot x_{1r}) \cdot x_{1f}}{(G_0 - C \cdot x_{1f}) \cdot x_{1r}} \right) + \frac{1}{x_{1f}} - \frac{1}{x_{1r}} \right] =$$

$$= \frac{4 \cdot 0,01}{0,0036} \left[-\frac{0,045}{0,0036} \ln \left(\frac{(0,0036 - 0,045 \cdot 0,03) \cdot 0,01}{(0,0036 - 0,045 \cdot 0,01) \cdot 0,03} + \frac{1}{0,01} - \frac{1}{0,03} \right) \right] = 940,1 \text{ м}^2.$$

Відповідь: Необхідна площа поверхні мембрани становить 940,1 м².

1.2 Визначення селективності мембран

Величина селективності залежить від багатьох факторів, зокрема матеріалу та властивостей мембрани, природи та концентрації розділюваного розчину тощо. Як правило, виробники мембран в паспорті до модулів вказують величини стабільного рівня селективності та мінімального рівня селективності. Для деяких видів мембран також можливо визначити величину селективності розрахунковим методом, зокрема для ацетатцелюлозних мембран. Такі мембрани характеризуються високою селективністю, але мають низьку хімічну і термічну стійкість, а також швидко втрачають свої властивості з часом, тому наразі вони використовуються в меншій мірі, порівняно з поліамідними та полісульфонними мембранами [3]. Однак, оскільки дані для визначення селективності таких мембран є легкодоступними для студентів з навчальною метою розрахунки пропонується здійснювати саме для ацетатцелюлозних мембран.

Наведена методика визначення селективності для таких мембран описана в роботах [4-5].

При аналізі роботи мембранних процесів розрізняють істину селективність (визначається відносно концентрації в примембранному шарі) та спостережувану селективність (визначається відносно концентрації у розділюваному розчині). Характеристичний коефіцієнт розділення визначається за залежністю [3]:

$$R_{\text{int}} = 1 - \frac{x_2}{x_3}. \quad (1.39)$$

де x_3 – концентрація розчиненої речовини біля поверхні мембрани.

Спостережуваний коефіцієнт розділення може бути розрахований за залежністю:

$$R = 1 - \frac{x_2}{x_1}. \quad (1.40)$$

У випадку розділення низькомолекулярних неорганічних розчинених речовин методом зворотного осмосу характеристичний коефіцієнт розділення можна визначити із залежності:

$$\lg(1 - R_i) = a - b \cdot \lg(\Delta H_{\text{сг}} / Z_{\text{м}}). \quad (1.41)$$

де a і b – константи для даної мембрани;

$\Delta H_{\text{сг}}$ – середнє значення теплоти гідратацій іонів, що утворюють сполуку;

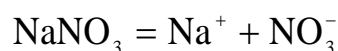
$Z_{\text{м}}$ – валентність іона з меншою теплою гідратації.

Константи для a і b для деяких ацетатцелюлозних мембран наведені в таблиці 1.1 [5].

Таблиця 1.1 – Характеристики деяких мембран для зворотного осмосу [5]

Марка мембрани	Питома продуктивність за водою G_0 , кг/(м ² ·с)	Константи в рівнянні (1.41)	
		a	b
МГА-100	0,0014	6,70	3,215
МГА-95	0,0023	3,47	1,844
МГА-90	0,003	2,67	1,420
МГА-80	0,0049	1,00	0,625

Величину $\Delta H_{\text{сг}}$ визначають за значеннями теплоти гідратацій іонів з за наступною схемою. Нехай маємо сіль NaNO_3 . Рівняння електролітичної дисоціації для цієї солі має вигляд:



Тоді середнє геометричне значення теплоти гідратації для цієї солі буде визначатися:

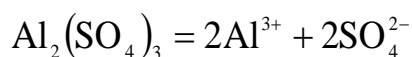
$$\Delta H_{\text{cr NaNO}_3} = \sqrt{\Delta H_{\text{Na}^+} \cdot \Delta H_{\text{NO}_3^-}}$$

Для солі BaCl_2 , відповідно:



$$\Delta H_{\text{cr BaCl}_2} = \sqrt[3]{\Delta H_{\text{Ba}^{2+}} \cdot (\Delta H_{\text{Cl}^-})^2}$$

Для солі $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$:



$$\Delta H_{\text{cr Al}_2(\text{SO}_4)_3} = \sqrt[5]{(\Delta H_{\text{Al}^{3+}})^2 \cdot (\Delta H_{\text{SO}_4^{2-}})^3}$$

Значення теплоти гідратації наведені в додатку А [4,5].

Рівняння (1.41) можна розв'язати відносно характеристичного коефіцієнта розділення [4]:

$$R_{\text{int}} = 1 - 10^{a-b \cdot \lg(\Delta H_{\text{cr}} / Z_M)}. \quad (1.42)$$

Приклад 3. Визначити селективність (характеристичний коефіцієнт розділення) мембрани МГА-95 відносно хлориду барію.

Розв'язання:

За таблицею 1.1 знаходимо значення констант мембрани:

$$a=3,47;$$

$$b=1,844.$$

За таблицею А.1 додатку А знаходимо значення теплоти гідратації іонів:

$$\Delta H_{\text{Ba}^{2+}} = 1340 \frac{\text{кДж}}{\text{моль}}$$

$$\Delta H_{\text{Cl}^-} = 352 \frac{\text{кДж}}{\text{моль}}$$

Валентність іонів становить: барію – 2; хлору 1.

Враховуючи, що теплота гідратації хлорид-іону менша, то $Z_M = 1$

Середнє геометричне значення теплоти гідратації іонів:

$$\Delta H_{\text{cr BaCl}_2} = \sqrt[3]{\Delta H_{\text{Ba}^{2+}} \cdot (\Delta H_{\text{Cl}^-})^2} = \sqrt[3]{1340 \cdot 352^2} = 459,6 \text{ кДж/моль};$$

Тоді значення харатеристичного коефіцієнта розділення:

$$R_{\text{int}} = 1 - 10^{a-b \cdot \lg(\Delta H_{\text{cr}} / Z_M)} = 1 - 10^{3,47-1,844 \cdot \lg(459,6/1)} = 0,974$$

Відповідь: для даної мембрани селективність (характеристичний коефіцієнт розділення) за хлоридом барію становить 0,974.

1.3 Врахування реальних умов в мембранних апаратах

При виведенні розрахункових залежностей для матеріального балансу мембранних апаратів були зроблені ряд допущень [1].

Сталість температури неперервних процесах мембранного розділення – цілком виправдане допущення. Процеси зворотного осмосу та ультрафільтрації проводяться при температурі оточуючого середовища і зміна температури може бути пов'язана лише з температурою концентрування, яка на практиці не перевищує частки градуса. Сталість тиску – менш виправдане допущення, оскільки по довжині апарату тиск завжди знижується через гідравлічний опір. Тому розрахунки треба вести, виходячи з середнього перепаду тисків. В мембранних апаратах розділюваний розчин проходить в довгих каналах, з малим еквівалентним діаметром. Це зводить до мінімуму зворотне перемішування, що наближає структуру потоку до моделі ідеального витіснення по довжині напірного каналу. Основна відмінність реальної структури потоку пов'язана з концентраційною поляризацією по поперечному перерізі каналу. Через це формули, отримані для розрахунку потоків, їх концентрацій та робочої площі поверхні мембран, можуть бути застосовані для реальних апаратів, якщо внести коректування в залежності (1.1) та (1.2) пов'язану з явищем концентраційної поляризації, що характеризується індексом концентраційної поляризації J [6]. При цьому розрахунки слід проводити методом послідовних наближень.

Під індексом концентраційної поляризації слід розуміти відношення концентрації в пограничному шарі біля поверхні мембрани і в об'ємі потоку в напірному каналі:

$$J = \frac{x_3}{x_1}. \quad (1.43)$$

В роботах [6–7] показано, що цю величину можна визначити з залежності:

$$J = \frac{x_3}{x_1} = \frac{\exp\left(\frac{G_0}{\beta}\right)}{R_{\text{int}} + (1 - R_{\text{int}}) \cdot \exp\left(\frac{G_0}{\beta}\right)}, \quad (1.44)$$

де G_0 – питома проникність мембрани за чистим розчинником;

β – коефіцієнт масовіддачі.

В окремих випадках, коли селективність не залежить від концентрації, можна перейти від характеристичного коефіцієнта розділення до спостережуваного коефіцієнта розділення, який необхідно використовувати в рівняннях матеріального балансу, наведених вище, за допомогою рівняння:

$$\lg\left(\frac{1-R}{R}\right) = \frac{U}{2,3 \cdot \beta} + \lg\left(\frac{1-R_{\text{int}}}{R_{\text{int}}}\right), \quad (1.45)$$

де U – швидкість руху розділюваного розчину в напрямку мембрани.

Коефіцієнт масовіддачі в рівняннях (1.44) і (1.45) визначається з критеріальних рівнянь отриманих за методом теорії подібності.

У випадку зворотного осмосу, питома продуктивність мембрани за розділюваним розчином може бути визначена із залежності:

$$G = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_3 - \pi_2}{\Delta p}\right), \quad (1.46)$$

де π_3 – осмотичний тиск розчину в пограничному шарі біля поверхні мембрани.

π_2 – осмотичний тиск пермеату;

Δp – робочий перепад тиску.

Величини осмотичних тисків залежать від роду розчиненої речовини і її концентрації. Значення осмотичних тисків для деяких речовин, наведено в додатку Б.

Рівняння (1.46) дозволяє визначити константу в рівнянні лінійної залежності питомої продуктивності мембрани від концентрації розчиненої речовини (формула (1.36)).

Приклад 4. В апарат зворотного осмосу проводиться очищення води від нітрату натрію (NaNO_3). Витрата води становить $L_f = 3$ кг/с, концентрація солей в ній (мас. частка), – $x_f = 0,01$ вміст солей в ретентаті (мас. частка) $x_r = 0,03$. Істина селективність мембрани в цьому діапазоні не змінюється, а характеристичний коефіцієнт розділення становить $R_{\text{int}} = 0,95$. Індекс концентраційної поляризації дорівнює $J = 2$, питома продуктивність мембрани по чистому розчиннику становить $G_0 = 0,0023$ кг/(м²·с), робочий перепад тиску $\Delta p = 5$ МПа.

Розрахувати матеріальний баланс та знайти площу поверхні мембран з урахуванням концентраційної поляризації.

Розв’язання:

За визначенням:

$$R = 1 - \frac{x_2}{x_1},$$

$$R_{\text{int}} = 1 - \frac{x_2}{x_3}.$$

Звідки:

$$1 - R_{\text{int}} = \frac{x_2}{x_3},$$

$$1 - R = \frac{x_2}{x_1},$$

$$J = \frac{x_3}{x_2} = \frac{1 - R}{1 - R_{\text{int}}}.$$

З цього рівняння знаходимо спостережуваний коефіцієнт розділення:

$$R = 1 - (1 - R_{\text{int}}) \cdot J = 1 - (1 - 0,95) \cdot 2 = 0,9.$$

Ступінь концентрування:

$$K = \frac{x_{1r}}{x_{1f}} = \frac{0,03}{0,01} = 3.$$

Тоді з використанням рівнянь (1.26)-(1.28) маємо:

$$L_r = L_f K^{-\frac{1}{R}} = 3 \cdot 3^{-\frac{1}{0,9}} = 0,885 \text{ кг/с.}$$

$$L_p = L_f \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{R}}\right) = 3 \cdot \left(1 - 3^{-\frac{1}{0,9}}\right) = 2,115 \text{ кг/с.}$$

$$x_2 = x_{1f} \cdot \frac{1 - K^{\frac{R-1}{R}}}{1 - K^{-\frac{1}{R}}} = 0,01 \cdot \frac{1 - 3^{\frac{0,9-1}{0,9}}}{1 - 3^{-\frac{1}{0,9}}} = 1,63 \cdot 10^{-3}.$$

Концентрація розчиненої речовини в пермеаті на вході та виході:

$$x_{2f} = (1 - R) \cdot x_{1f} = (1 - 0,9) \cdot 0,01 = 1 \cdot 10^{-3},$$

$$x_{2r} = (1 - R) \cdot x_{1r} = (1 - 0,9) \cdot 0,03 = 3 \cdot 10^{-3}.$$

Концентрація солі у пограничному шарі на вході і виході:

$$x_{3f} = \frac{x_{2f}}{1 - R_{\text{int}}} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{1 - 0,95} = 0,02.$$

$$x_{3r} = \frac{x_{2r}}{1 - R_{\text{int}}} = \frac{3 \cdot 10^{-3}}{1 - 0,95} = 0,06.$$

За значеннями наведених концентрацій за таблицею додатка Б знаходимо значення осмотичних тисків:

$$\pi_{2f} = 6,644 \cdot 10^{-4} \text{ МПа;}$$

$$\pi_{2r} = 1,993 \cdot 10^{-3} \text{ МПа;}$$

$$\pi_{3f} = 0,013 \text{ МПа;}$$

$$\pi_{3r} = 0,04 \text{ МПа.}$$

Питома продуктивність мембрани за розділюванням розчином на вході і на виході:

$$G_f = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_{3f} - \pi_{2f}}{\Delta p}\right) = 0,0023 \cdot \left(1 - \frac{0,013 - 6,644 \cdot 10^{-4}}{5}\right) = 2,294 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с),}$$

$$G_r = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_{3r} - \pi_{2r}}{\Delta p}\right) = 0,0023 \cdot \left(1 - \frac{0,04 - 1,993 \cdot 10^{-3}}{5}\right) = 2,283 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с).}$$

Константи системи (значення концентрацій необхідно підставляти в масових частках):

$$C_f = \frac{G_0 - G_f}{x_{1f}} = \frac{0,0023 - 2,296 \cdot 10^{-3}}{0,01} = 5,807 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

$$C_r = \frac{G_0 - G_r}{x_{1r}} = \frac{0,0023 - 2,283 \cdot 10^{-3}}{0,03} = 5,807 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Оскільки значення констант системи практично однакові, то припущення про існування лінійної залежності між питомою продуктивністю та концентрацією підтверджується.

Отже, константа системи становить $C = 5,807 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$. У разі незначної розбіжності (до 20%) для подальших розрахунків приймається середнє значення константи системи.

Тоді площа поверхні мембрани становитиме:

$$F = \frac{L_f \cdot x_{1f}}{G_0} \left[-\frac{C}{G_0} \ln \left(\frac{(G_0 - C \cdot x_{1r}) \cdot x_{1f}}{(G_0 - C \cdot x_{1f}) \cdot x_{1r}} \right) + \frac{1}{x_{1f}} - \frac{1}{x_{1r}} \right] =$$

$$= \frac{3 \cdot 0,01}{0,0023} \left[-\frac{5,807 \cdot 10^{-4}}{0,0023} \ln \left(\frac{(0,0023 - 5,807 \cdot 10^{-4} \cdot 0,03) \cdot 0,01}{(0,0023 - 5,807 \cdot 10^{-4} \cdot 0,01) \cdot 0,03} \right) + \frac{1}{0,01} - \frac{1}{0,03} \right] = 873,2 \text{ м}^2.$$

Відповідь:

Витрата пермеату становить $L_p = 2,115 \text{ кг}/\text{с}$, витрата ретентату – $L_r = 0,885 \text{ кг}/\text{с}$, концентрація (масова частка) солі в пермеату – $x_2 = 1,63 \cdot 10^{-3}$, необхідна площа поверхні становить $F = 873,2 \text{ м}^2$.

1.4 Каскадні режими роботи. Секціювання апаратів

Для проведення мембранних процесів часто необхідним є велика площа поверхні і виникає потреба використовувати декілька апаратів.

При паралельному з'єднанні апаратів ефективність установки різко падає, через зростання концентраційної поляризації, а при послідовному різко збільшується гідравлічний опір. Отже необхідно здійснити змішане з'єднання у апаратів у каскади. Найпоширенішим видом каскаду, особливо при

проведенні процесу зворотного осмосу, є кіничний каскад, показаний на рисунку 1.4 [3].

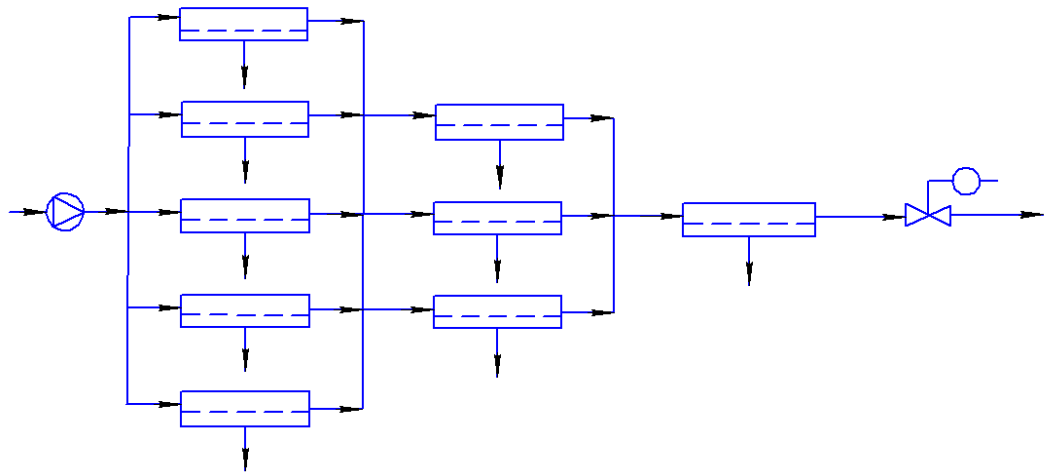


Рисунок 1.4 – Кінична каскадна схема

При такій конфігурації установка може бути спроектована так, щоб швидкість потоку залишалася фактично постійною. Визначення кількості апаратів у кожній секції каскаду називається секціюванням. Методика секціювання апаратів в мембранних установках наведена в роботах [1, 4, 5, 7]. Вона полягає в такому.

Якщо відома (визначена за формулою (1.38)) загальна площа поверхні мембран та площа поверхні мембран в одному апараті (визначена за каталогом або за результатами конструктивного розрахунку), тоді необхідна кількість апаратів становитиме:

$$n = \frac{F}{F_a}, \quad (1.47)$$

де F_a – площа поверхні одного апарата.

Кількість апаратів має бути округлена до **найбільшого більшого цілого числа**.

Кількість апаратів в першій секції визначається за формулою:

$$n_1 = \frac{L_f \cdot (1 - 1/q)}{L_{pa}}, \quad (1.48)$$

де L_{pa} – витрата пермеату в одному апараті;

q – припустиме зниження витрат за довжиною апарата.

Величина L_{pa} визначається за формулою:

$$L_{pa} = G \cdot F_a, \quad (1.49)$$

де G – питома продуктивність мембрани за розділюваним розчином.

Величина q має визначатися на основі техніко-економічних розрахунків. Спрощено, значення q може бути вибране, залежно від типу апарата. Для апаратів зі спіральними мембранними модулями його можна прийняти за величиною ступеня концентрування, за рекомендаціями, наведеними в таблиці 1.2 [5].

Таблиця 1.2 – Рекомендації щодо вибору припустимого зниження витрат за довжиною апарата [5].

K	до 2	3-4	5-7	8-12	13-20	понад 20
q	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6

Кількість апаратів в кожній наступній секції визначається за формулою:

$$n_i = \frac{n_1}{q^{i-1}}, \quad (1.50)$$

де i – порядковий номер секції.

Кількість апаратів в кожній секції округлюється до цілого числа. В перших секціях доцільно округлювати до більшого значення, в останніх – до меншого. Також можна користуватися арифметичним правилом округлення.

Паралельно з визначенням кількості апаратів в кожній секції знаходиться сума апаратів в усіх секціях і *розрахунок припиняється коли вказана сума стане рівною необхідній кількості апаратів в установці. В загальному випадку ці дві величини не збігаються.* Тому якщо сума апаратів в усіх секціях більша за необхідну кількість апаратів, з перших секцій необхідно пропорційно вилучити зайві апарати, оскільки в перших секціях апаратів більше і вплив доданих апаратів на гідродинамічні характеристики потоку в каналах мембрани буде менший. В протилежному випадку, коли сума апаратів

в кожній секції буде *менша* за необхідну кількість апаратів, *до перших секцій потрібно додати апарати, яких не вистачає*. Рішення про кількість секцій в таких випадках приймається за меншою кількістю апаратів, які мають бути додані або вилучені до перших секцій каскаду.

Приклад 5. В установці зворотного осмосу концентрується розчин солі від концентрації $x_{1f} = 0,7$ % мас. до концентрації $x_{1f} = 2,5$ % мас. Витрата початкової суміші становить $L_f = 3,0$ кг/с, необхідна площа поверхні мембран $F = 1200$ м², площа поверхні мембран в апараті $F_a = 7,5$ м². Питома продуктивність мембрани по розчину становить $G = 0,001639$ кг/(м²·с). Визначити кількість секцій в каскаді та кількість апаратів в кожній секції.

Розв'язання:

Визначаємо необхідну кількість апаратів:

$$n_i = \frac{n_1}{q^{i-1}} = \frac{1200}{1,5} = 800.$$

Визначаємо витрату пермеату в одному апараті:

$$L_{pa} = G \cdot F = 0,001639 \cdot 1,5 = 0,002459.$$

Визначаємо ступінь концентрування розчину:

$$K = \frac{x_{1f}}{x_{1r}} = \frac{2,5}{0,7} = 3,571.$$

За величиною ступеня концентрування з таблиці 1.2 обираємо значення припустимого зменшення витрат – $q=1,2$.

Тоді кількість апаратів в першій секції становитиме:

$$n_1 = \frac{L_f \cdot (1 - 1/q)}{L_{pa}} = \frac{3,0 \cdot (1 - 1/1,2)}{0,002459} = 203,4 \approx 204.$$

Визначаємо кількість апаратів в наступних секціях, паралельно визначаючи суму апаратів в секціях:

$$n_2 = \frac{n_1}{q^{2-1}} = \frac{204}{1,2^{2-1}} = 170 \qquad \sum_2 n_i = 204 + 170 = 374$$

$$n_3 = \frac{n_1}{q^{3-1}} = \frac{204}{1,2^{3-1}} = 141,7 \approx 142$$

$$\sum_3 n_i = 204 + 170 + 142 = 516$$

$$n_4 = \frac{n_1}{q^{4-1}} = \frac{204}{1,2^{4-1}} = 118,1 \approx 118$$

$$\sum_4 n_i = 204 + 170 + 142 + 118 = 634$$

$$n_5 = \frac{n_1}{q^{5-1}} = \frac{204}{1,2^{5-1}} = 98,28 \approx 98$$

$$\sum_5 n_i = 204 + 170 + 142 + 118 + 98 = 732$$

$$n_6 = \frac{n_1}{q^{6-1}} = \frac{204}{1,2^{6-1}} = 81,98 \approx 82$$

$$\sum_6 n_i = 204 + 170 + 142 + 118 + 98 + 82 = 814$$

Отже, якщо використати шести секцій в каскаді, необхідно вилучити 14 апаратів, тоді як при використанні п'яти секцій – необхідно додати 68. Тому приймаємо 6 секцій.

Вилучимо з перших трьох секцій по 4 апарати, а з четвертої – 2 апарати. Тоді розподіл апаратів за секціями наведемо в таблиці 1.3.

Таблиця 1.3 – Розподіл апаратів за секціями

№	1	2	3	4	5	6	$\sum_6 n_i$
n	200	166	138	116	98	82	800

Відповідь: каскад має містити 6 секцій, кількість апаратів в кожній секції наведена в таблиці 1.3

У випадку використання плоскорамних конструкцій мембранних апаратів (типу «фільтрпрес») необхідне секціювання елементів в апараті за наведеною вище схемою. Однак, в цьому випадку ускладнюється вибір величини припустимого значення витрат. Для оптимального вибору величини q задаються рядом їх значень (наприклад 1,6; 1,4; 1,2; 1,1), проводять секціювання для кожного значення величини q (без вилучення чи додавання апаратів) після чого розраховують витрати в першій та останній секції та їх співвідношення:

$$L_1 = \frac{L_f \cdot (1 + 1/q)}{2 \cdot (n_1 + 1)}, \quad (1.51)$$

$$L_m = \frac{L_f \cdot (1 + 1/q)}{2 \cdot (n_m + 1) \cdot q^{m-1}}, \quad (1.52)$$

$$\frac{L_1}{L_m} = \frac{n_1 + q^{m+1}}{n_1 + 1}. \quad (1.53)$$

Потім будується графік залежності $q=f(L_1/L_m)$. Типовий вигляд такого графіка наведений на рисунку 1.5 [4–5].

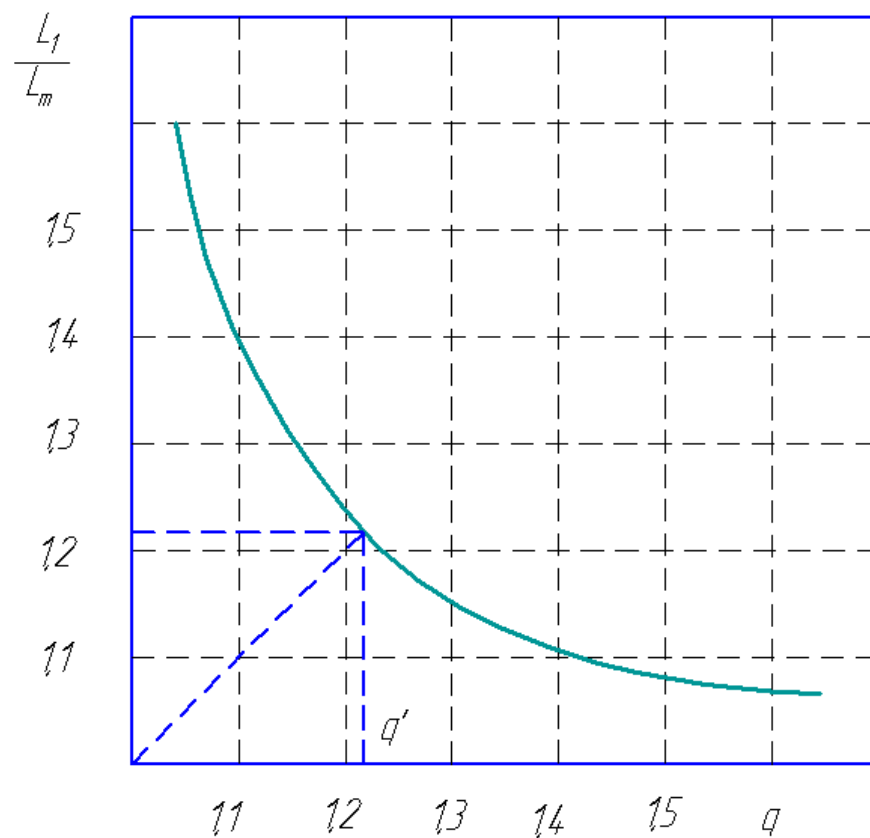


Рисунок 1.5 – Графік залежності $q=f(L_1/L_m)$

Слід відзначити, що при побудові графіка шкала осей абсцис та ординат має бути однакою.

Побудувавши графік залежності $q=f(L_1/L_m)$ з початку координат проводиться пряма під кутом 45° , (або проводиться пряма $q=f(L_1/L_m)$). На перетині прямої та графіка залежності $q=f(L_1/L_m)$ знаходять величину q' при якому зниження витрат по довжині кожної секції дорівнює зниженню витрат

від першої до останньої секції. Виходячи з приблизно рівного витрат в кожному каналі кожної секції це значення можна було б прийняти в якості робочого. Однак, слід враховувати, що по мірі концентрування розчину в ньому одночасно підвищується імовірність забруднення мембрани. Крім того, зниження значення q супроводжується зростанням кількості секцій, що ускладнює конструкцію апарата. Тому робоче значення необхідно приймати на 10-20% більше за діагональне.

1.5 Задачі базової рівня

Задача 1. Матеріальний баланс баромембранних процесів

Умова задачі:

В апараті зворотного осмосу з мембранами заданої марки відбувається концентрування розчину солі від концентрації x_{1f} до x_{1r} з продуктивністю за розділюванням розчином L_f . Визначити витрати пермеату та ретентату, а також концентрацію солі в пермеаті, а також площу поверхні мембрани, якщо константа системи c .

Вихідні дані:

Вар.	Марка мембрани	Вар.	Сіль	Вар.	x_{1f} , мас. %	x_{1r} , мас. %	Вар.	L_f , кг/с	Вар.	c , $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$
1)	МГА-100	1)	BaCl ₂	1)	0,8	2,8	1)	2,6	1)	0,030
2)	МГА-95	2)	CaCl ₂	2)	1,0	2,9	2)	2,8	2)	0,035
3)	МГА-90	3)	CuSO ₄	3)	1,2	3,0	3)	3,0	3)	0,040
4)	МГА-80	4)	KNO ₃	4)	1,4	3,1	4)	3,2	4)	0,045
5)	МГА-100	5)	K ₂ SO ₄	5)	1,6	3,2	5)	3,4	5)	0,050
6)	МГА-95	6)	MgCl ₂	6)	1,8	3,3	6)	3,6	6)	0,055
7)	МГА-90	7)	MgSO ₄	7)	2,0	3,4	7)	3,8	7)	0,060
8)	МГА-80	8)	NaCl	8)	2,2	3,5	8)	4,0	8)	0,065
9)	МГА-95	9)	NaNO ₃	9)	2,4	3,6	9)	4,2	9)	0,070
10)	МГА-100	10)	KCl	10)	2,4	4,0	10)	4,4	10)	0,075
)))))	

Порядок розрахунку:

1. За методикою, наведеною в підрозділі 1.2 визначається характеристичний коефіцієнт розділення R_{int} .
2. За формулою (1.25) знаходиться ступінь концентрування та за формулами (1.26)–(1.28) розраховується матеріальний баланс.
3. За формулою (1.38) визначається площа поверхні мембрани. Значення питомої продуктивності за чистим розчинником G_0 визначається за таблицею 1.1 для заданої марки мембрани.

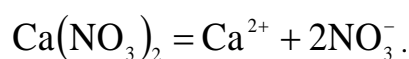
Приклад розрахунку.

Умова задачі

В апараті зворотного осмосу з мембранами марки МГА-95 відбувається концентрування розчину $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$ від концентрації $x_{1f} = 1,5$ мас. % до $x_{1r} = 3,7$ мас. % з продуктивністю за розділюваним розчином $L_f = 3,5$ кг/с. Визначити витрати пермеату та ретентату, а також концентрацію солі в пермеаті, а також площу поверхні мембрани, якщо константа системи $c = 0,042$ кг/(м²·с).

Розв'язання

Визначаємо характеристичний коефіцієнт розділення. Запишемо рівняння електролітичної дисоціації заданої солі:



За таблицею А.1 додатка А знаходимо значення теплот гідратації іонів, що входять до складу солі:

$$\Delta H_{\text{Ca}^{2+}} = 1616 \text{ кДж/кмоль};$$

$$\Delta H_{\text{NO}_3^-} = 310 \text{ кДж/кмоль}.$$

Теплота гідратації нітрат-іону менша за теплоту гідратацію іону кальцію, тому $Z_m = 1$.

Середнє геометричне значення теплот гідратації іонів становить:

$$\Delta H_{\text{ср}} = \sqrt[3]{\Delta H_{\text{Ca}^{2+}} \cdot (\Delta H_{\text{NO}_3^-})^2} = \sqrt[3]{1616 \cdot 310^2} = 537,5 \text{ кДж/кмоль}.$$

За таблицею 1.1 для мембрани МГА-95 визначаємо значення констант:

$$a = 3,47;$$

$$b = 1,844.$$

Тоді значення характеристичного коефіцієнта розділення становитиме:

$$R_{\text{int}} = 1 - 10^{a-b \cdot \lg(\Delta H_{\text{cr}} / Z_M)} = 1 - 10^{3,47-1,844 \cdot \lg(537,5/1)} = 0,973.$$

Знаходимо ступінь концентрування:

$$K = \frac{x_{1r}}{x_{1f}} = \frac{3,7}{1,5} = 2,467.$$

Визначаємо витрати ретентату:

$$L_r = L_f \cdot K^{-\frac{1}{R_{\text{int}}}} = 3,5 \cdot 2,467^{-\frac{1}{0,973}} = 1,383 \text{ кг/с}.$$

Визначаємо витрату пермеату:

$$L_p = L_f \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{R_{\text{int}}}}\right) = 3,5 \cdot \left(1 - 2,467^{-\frac{1}{0,973}}\right) = 2,117 \text{ кг/с}.$$

Визначаємо концентрацію солі в пермеаті:

$$x_2 = x_{1f} \cdot \frac{1 - K^{\frac{R_{\text{int}}-1}{R_{\text{int}}}}}{1 - K^{-\frac{1}{R_{\text{int}}}}} = 1,5 \cdot \frac{1 - 2,467^{\frac{0,973-1}{0,973}}}{1 - 2,467^{-\frac{1}{0,973}}} = 0,062 \text{ мас. \%}.$$

За таблицею 1.1 визначаємо питому продуктивність за водою для чистого розчинника для мембрани МГА-95:

$$G_0 = 0,0023 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}.$$

Тоді площа поверхні мембрани становитиме (значення концентрацій підставляємо в масових частках):

$$\begin{aligned} F &= \frac{L_f \cdot x_{1f}}{G_0} \cdot \left[-\frac{C}{G_0} \ln \left(\frac{(G_0 - C \cdot x_{1r}) \cdot x_{1f}}{(G_0 - C \cdot x_{1f}) \cdot x_{1r}} \right) + \frac{1}{x_{1f}} - \frac{1}{x_{1r}} \right] = \\ &= \frac{3,5 \cdot 0,015}{0,0023} \cdot \left[-\frac{0,042}{0,0023} \ln \left(\frac{(0,0023 - 0,042 \cdot 0,037) \cdot 0,015}{(0,0023 - 0,042 \cdot 0,015) \cdot 0,037} \right) + \frac{1}{0,015} - \frac{1}{0,037} \right] = 1617 \text{ м}^2. \end{aligned}$$

Відповідь:

Витрата пермеату становить $L_p = 2,117 \text{ кг/с}$, витрата ретентату – $L_r = 1,383 \text{ кг/с}$, концентрація (масова частка) солі в пермеату $x_2 = 0,062 \text{ мас. \%}$, необхідна площа поверхні становить $F = 1617 \text{ м}^2$.

Задача 2. Врахування реальних умов в апараті. Секціювання апаратів в схемі

Умова задачі:

В апараті зворотного осмосу з розділення проводиться концентрування розчину солі від концентрації x_{1f} до x_{1r} з продуктивністю за розділюваним розчином L_f . Істина селективність мембрани в цьому діапазоні не змінюється, а характеристичний коефіцієнт розділення становить R_{int} . Індекс концентраційної поляризації становить J . Питома продуктивність мембрани по чистому розчиннику в усіх варіантах становить $G_0 = 0,0023 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$, робочий перепад тиску $\Delta p = 5 \text{ МПа}$.

Розрахувати матеріальний баланс та знайти площу поверхні мембран з урахуванням концентраційної поляризації, а також провести секціювання установки, якщо площа поверхні мембран в одному апараті становить $F = 7,5 \text{ м}^2$.

Вихідні дані:

Вар.	Сіль	Вар.	L_f кг/с	Вар.	x_{1f} мас. %	x_{1r} мас. %	Вар	R_{int}	Вар.	J
1)	BaCl ₂	1)	3,0	1)	0,6	3,0	1)	0,905	1)	2,0
2)	CaCl ₂	2)	3,2	2)	0,8	3,1	2)	0,910	2)	2,1
3)	CuSO ₄	3)	3,4	3)	1,0	3,2	3)	0,915	3)	2,2
4)	KNO ₃	4)	3,6	4)	1,2	3,3	4)	0,920	4)	2,3
5)	K ₂ SO ₄	5)	3,8	5)	1,4	3,4	5)	0,925	5)	2,4
6)	MgCl ₂	6)	4,0	6)	1,6	3,5	6)	0,930	6)	2,5
7)	MgSO ₄	7)	4,2	7)	1,8	3,6	7)	0,935	7)	2,6
8)	NaCl	8)	4,4	8)	2,0	3,8	8)	0,940	8)	2,7
9)	NaNO ₃	9)	4,6	9)	2,2	4,0	9)	0,945	9)	2,8
10)	KCl	10)	4,8	10)	2,4	4,2	10)	0,950	10)	3,0
)))))	

Порядок розрахунку:

1. За величиною індексу концентраційної поляризації J знаходиться спостережуваний коефіцієнт розділення R (див. приклад 4).

2. За формулою (1.25) знаходиться ступінь концентрування та за формулами (1.26)–(1.28) розраховується матеріальний баланс.
3. За значеннями концентрації розчинено речовини в розділюваному розчині x_{1f} та ретентаті x_{1r} визначаються концентрації в пермеаті на вході x_{2f} і виході x_{2r} (див. приклад 4).
4. За знайденими значеннями x_{2f} і x_{2r} знаходяться концентрації солі в пограничному шарі на вході x_{3f} і виході x_{3r} (див. приклад 4).
5. За всіма знайденими значеннями концентрацій за таблицею Б.1 додатка Б знаходяться значення осмотичних тисків.
6. За формулою (1.46) знаходиться питома продуктивність мембрани за розчином на вході і виході.
7. З рівняння (1.36) знаходиться значення константи системи c на вході і виході, а також знаходиться розбіжність між цими значеннями. Якщо розбіжність не перевищує 20% для подальших розрахунків приймається середнє між цими значеннями. В іншому випадку необхідно діапазон концентрацій розбивати на декілька ділянок, в межах яких буде виконуватися умова існування залежності (1.36).
8. За формулою (1.38) визначається площа поверхні мембрани.
9. За формулою (1.47) визначається необхідна кількість апаратів (з округлення отриманого значення в більший бік).
10. За формулою (1.48) визначається кількість апаратів в першій секції та за формулою (1.50) кількість апаратів в наступних секціях. Розрахунок припиняється, коли сумарна кількість апаратів в секціях стане близькою до загальної кількості апаратів. Остаточне рішення про кількість апаратів в секції приймається за рекомендаціями, наведеними в підрозділі 1.4.

Приклад розрахунку.

Умова задачі

В апараті зворотного осмосу з розділення проводиться концентрування розчину $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$ від концентрації $x_{1f} = 0,75$ мас. % до $x_{1r} = 3,25$ мас. % з продуктивністю за розділюваним розчином $L_f = 3,5$ кг/с. Істина селективність мембрани в цьому діапазоні не змінюється, а характеристичний коефіцієнт розділення становить $R_{\text{int}} = 0,95$. Індекс концентраційної поляризації становить $J = 2,75$. Питома продуктивність мембрани по чистому розчиннику в усіх варіантах становить $G_0 = 0,0023$ кг/(м²·с), робочий перепад тиску $\Delta p = 5$ МПа.

Розрахувати матеріальний баланс та знайти площу поверхні мембран з урахуванням концентраційної поляризації, а також провести секціювання установки, якщо площа поверхні мембран в одному апараті становить $F = 7,5$ м².

Розв'язання

Визначаємо спостережуваний коефіцієнт розділення:

$$R = 1 - (1 - R_{\text{int}}) \cdot J = 1 - (1 - 0,95) \cdot 2,75 = 0,862.$$

Знаходимо ступінь концентрування:

$$K = \frac{x_{1r}}{x_{1f}} = \frac{3,25}{0,75} = 4,333.$$

Матеріальний баланс:

$$L_r = L_f \cdot K^{-\frac{1}{R}} = 3,5 \cdot 4,333^{-\frac{1}{0,862}} = 0,639 \text{ кг/с},$$

$$L_r = L_f \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{R}}\right) = 3,5 \cdot \left(1 - 4,333^{-\frac{1}{0,862}}\right) = 2,861 \text{ кг/с},$$

$$x_2 = x_{1f} \cdot \frac{1 - K^{\frac{R-1}{R}}}{1 - K^{-\frac{1}{R}}} = 0,75 \cdot \frac{1 - 4,333^{\frac{0,862-1}{0,862}}}{1 - 4,333^{-\frac{1}{0,862}}} = 0,191 \text{ мас. \%}.$$

Концентрація солі в пермеаті на вході та виході:

$$x_{2f} = (1 - R) \cdot x_{1f} = (1 - 0,862) \cdot 0,75 = 0,103 \text{ мас. \%}.$$

$$x_{2r} = (1 - R) \cdot x_{1r} = (1 - 0,862) \cdot 3,25 = 0,447 \text{ мас. \%}.$$

Концентрація солі у пограничному шарі на вході та виході:

$$x_{3f} = \frac{x_{2f}}{1 - R_{\text{int}}} = \frac{0,103}{1 - 0,862} = 2,063 \text{ мас. \%}.$$

$$x_{3r} = \frac{x_{2r}}{1 - R_{\text{int}}} = \frac{0,447}{1 - 0,862} = 8,938 \text{ мас. \%}.$$

За значеннями знайдених концентрацій за таблицею Б.1 додатка Б знаходимо значення осмотичних тисків:

$$\pi_{2f} = 0,04 \text{ МПа};$$

$$\pi_{2r} = 0,172 \text{ МПа};$$

$$\pi_{3f} = 0,792 \text{ МПа};$$

$$\pi_{3r} = 3,688 \text{ МПа}.$$

Визначаємо питому продуктивність мембрани за розділюванням розчином на вході і на виході:

$$G_f = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_{3f} - \pi_{2f}}{\Delta p} \right) = 0,0023 \cdot \left(1 - \frac{0,792 - 0,04}{5} \right) = 1,954 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

$$G_r = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_{3r} - \pi_{2r}}{\Delta p} \right) = 0,0023 \cdot \left(1 - \frac{3,688 - 0,172}{5} \right) = 6,823 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Знаходимо константи системи на вході та виході:

$$C_f = \frac{G_0 - G_f}{x_{1f}} = \frac{0,023 - 1,954 \cdot 10^{-3}}{0,0075} = 0,046 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

$$C_r = \frac{G_0 - G_r}{x_{1r}} = \frac{0,023 - 6,823 \cdot 10^{-3}}{0,0325} = 0,05 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Розбіжність між значеннями на вході та виході становить:

$$\varepsilon = \frac{|C_f - C_r|}{C_f} \cdot 100\% = \frac{|0,046 - 0,05|}{0,05} \cdot 100\% = 7,862\% \leq 20\%.$$

Отже, припущення про лінійну залежність між продуктивністю та концентрацією розчиненої речовини підтверджується. Середнє значення константи становить:

$$C = \frac{C_f + C_r}{2} = \frac{0,046 + 0,05}{2} = 0,048 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Розраховуємо площу поверхні мембрани (концентрації переведені в масові частки):

$$F = \frac{L_f \cdot x_{1f}}{G_0} \left[-\frac{C}{G_0} \ln \left(\frac{(G_0 - C \cdot x_{1r}) \cdot x_{1f}}{(G_0 - C \cdot x_{1f}) \cdot x_{1r}} \right) + \frac{1}{x_{1f}} - \frac{1}{x_{1r}} \right] =$$

$$= \frac{3,5 \cdot 0,075}{0,0023} \left[-\frac{0,048}{0,0023} \ln \left(\frac{(0,0023 - 0,048 \cdot 0,0325) \cdot 0,075}{(0,0023 - 0,048 \cdot 0,075) \cdot 0,0325} \right) + \frac{1}{0,075} - \frac{1}{0,0325} \right] =$$

$$= 1749 \text{ м}^2.$$

Знаючи значення площі поверхні апарата і необхідну площу поверхні проводимо секціювання апаратів в установці. Необхідна кількість апаратів становить:

$$n_a = \frac{F}{F_a} = \frac{1749}{7,5} = 233,1.$$

Приймаємо загальну кількість апаратів 233.

Середнє значення питомої продуктивності мембрани по розділюваному розчину:

$$G = \frac{G_f + G_r}{2} = \frac{1,954 \cdot 10^{-3} + 6,823 \cdot 10^{-4}}{2} = 1,318 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Тоді витрати пермеату в одному апараті становить:

$$L_{pa} = G \cdot F_a = 1,318 \cdot 10^{-3} \cdot 7,5 = 9,886 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}.$$

За таблицею 1.2 визначаємо величину припустимого зменшення витрат, для значення ступеня концентрування $K=4,333$ приймаємо значення $q = 1,2$. Тоді кількість апаратів в одній секції становитиме:

$$n_1 = \frac{L_f \cdot (1 - 1/q)}{L_{pa}} = \frac{3,5 \cdot (1 - 1/1,2)}{9,886 \cdot 10^{-3}} = 59,01 \approx 59.$$

Надалі розраховуємо кількість апаратів в наступних секціях та сумарну кількість апаратів в секціях:

$$n_2 = \frac{n_1}{q^{2-1}} = \frac{59}{1,2^{2-1}} = 49,167 \approx 49$$

$$\sum_2 n_i = 59 + 49 = 108$$

$$n_3 = \frac{n_1}{q^{3-1}} = \frac{59}{1,2^{3-1}} = 40,97 \approx 41$$

$$\sum_3 n_i = 59 + 49 + 41 = 108$$

$$n_4 = \frac{n_1}{q^{4-1}} = \frac{59}{1,2^{4-1}} = 34,14 \approx 34$$

$$\sum_4 n_i = 59 + 49 + 41 + 34 = 183$$

$$n_5 = \frac{n_1}{q^{5-1}} = \frac{59}{1,2^{5-1}} = 28,45 \approx 28$$

$$\sum_5 n_i = 59 + 49 + 41 + 34 + 28 = 211$$

$$n_6 = \frac{n_1}{q^{6-1}} = \frac{59}{1,2^{6-1}} = 23,71 \approx 24$$

$$\sum_6 n_i = 59 + 49 + 41 + 34 + 28 + 24 = 235$$

Сумарна кількість апаратів в секціях перевищує потрібну на 1 апарата, вилучимо його з першої секції. Остаточний розподіл апаратів по секціях наведений в таблиці 1.4.

Таблиця 1.4 – Розподіл апаратів за секціями

№	1	2	3	4	5	6	$\sum_3 n_i$
<i>n</i>	58	49	41	34	28	24	234

Отже сумарна кількість апаратів в секціях становить 234.

2. РОЗРАХУНОК АПАРАТА ЗВОРОТНОГО ОСМОСУ

2.1 Мета розрахунку

Метою розрахунку апарата зворотного осмосу є визначення площі поверхні мембрани, головних розмірів апарата та його гідравлічного опору.

2.2. Опис конструкції апарата зворотного осмосу

Для проведення процесу зворотного осмосу найчастіше використовують апарати з спіральними (рулонними) мембранними модулями (рисунок 2.1) [8], що пояснюється високою питомою площею поверхні таких мембран та простотою конструкцій апаратів. Спіральний мембранний модуль складається з центральної перфорованої труби, до якої приклеюється пакет з двох мембран, між якими розташований дренажний матеріал. Також до пакету приєднується сітка сепаратор. Мембранний пакет скручується рулоном навколо центральної труби і, завдяки наявності сітки сепаратора, між шарами мембранного пакету наявні проміжки, які слугують напірним каналом для руху сировини. Сировина подається з торця рулону і рухається по каналах до іншого торця. Частина розчинника з сировини проходить крізь мембрану і по дренажному каналу поступає в центральну трубу, з якої видаляється як пермеат. Решта сировини концентрується і виходить з іншого торця рулону як ретентат.

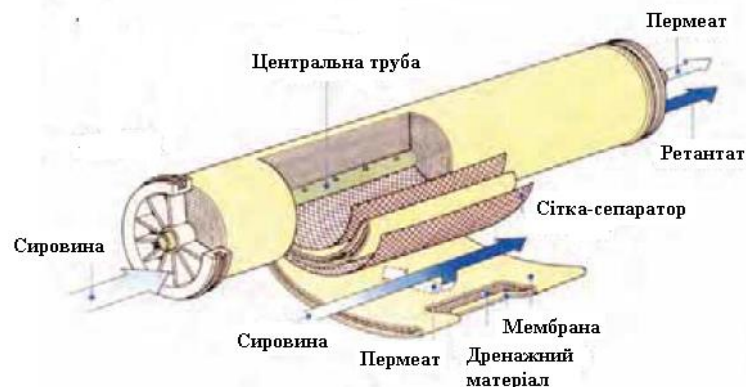


Рисунок 2.1 – Рулонований мембранний модуль

Рулоновані модулі встановлюють в корпусах, які сконструйовані з можливістю окремого виведення з апарату ретантату та пермеату (рисунок 2.2 [9]).

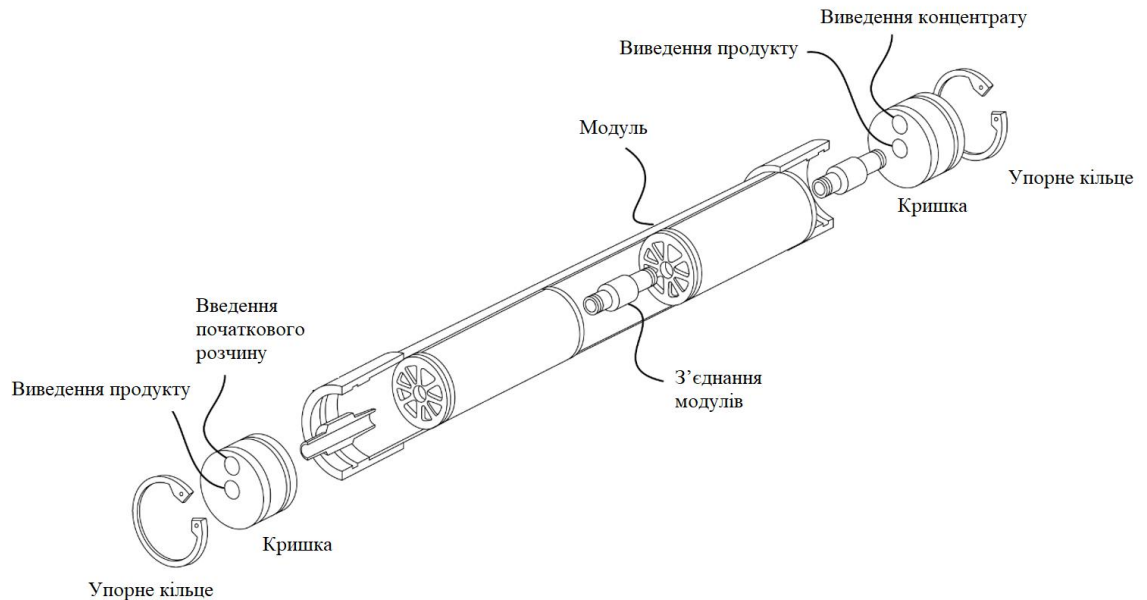


Рисунок 2.2 – Корпус зі спіральними мембранними модулями

Представлені на рисунку 2.2 апарати зазвичай об'єднують в каскади кінцевого типу.

2.3 Вихідні дані

Для розрахунку мембранного апарату зворотного осмосу повинні бути задані такі величини:

- найменування розчину, що розділяється;
- масова продуктивність за розчином, що розділяється L_f , кг/с;
- початкова концентрація розчину, що розділяється x_{1f} , мас. частка;
- допустимі втрати солі з пермеатом, виражені у відсотках від кількості, що наявна в початковому розчині $[g_{cp}]$, %;
- перепад тиску на мембрані Δp , МПа;
- температура розчину t , °С;

- тип апарата;
- матеріал мембрани

Завдання для розрахунку наведено в додатку Г.

2.4 Алгоритм розрахунку

Розрахунок виконується методом послідовних наближень і для зручності розбивається на блоки. Алгоритм розрахунку складений відповідно до методики, наведеної в [4, 5].

2.4.1 Визначення кінцевої концентрації

Кінцева концентрація вибирається з техніко-економічних міркувань. При підвищенні концентрації розчиненої речовини понад 0,2-0,4 моль/(л розчинника) показники зворотного осмосу різко погіршуються. Тому кінцеву концентрацію вибирають такою, що відповідає 0,3 моль/(л розчинника) для заданої речовини за даними, наведеними в додатку Б.

Ступінь концентрування розраховується за формулою:

$$K = \frac{x_{1r}}{x_{1f}}. \quad (2.1)$$

Степінь концентрування використовується у розрахунку матеріального балансу процесу зворотного осмосу.

2.4.2 Вибір мембрани

При виборі мембрани виходять з того, що вона має забезпечити максимально можливу продуктивність при заданому ступені розділення. Тому спочатку вибирається найбільш продуктивна мембрана, визначається її селективність за методикою, наведеною в підрозділі 1.2. Перевіряється придатність даної мембрани за величиною втрат солі.

Порядок вибору наступний (див. приклад 3).

Записується рівняння електролітичної дисоціації для заданої солі за схемою:



За даними, що наведені в додатку А, визначається теплота гідратації іонів A^{m+} та B^{n-} . Середнє геометричне значення теплоти гідратації визначається за формулою, кДж/моль:

$$\Delta H_{\text{гд}} = \sqrt[n+m]{\Delta H_{A^{m+}}^n \cdot \Delta H_{B^{n-}}^m}. \quad (2.3)$$

Валентність іона m меншою теплотою гідратації:

$$Z_m = \begin{cases} m & \text{якщо } \Delta H_{A^{m+}} < \Delta H_{B^{n-}} \\ n & \text{якщо } \Delta H_{B^{n-}} < \Delta H_{A^{m+}} \end{cases}. \quad (2.4)$$

За табличними даними вибираються константи a і b для найбільш продуктивної мембрани МГА-80. Для більшої зручності користування посібником дані наведені в таблиці 1.1 потворено представлені в таблиці 2.1 [5].

Таблиця 2.1 – Характеристики деяких мембран для зворотного осмосу [5]

Марка мембрани	Питома продуктивність за водою G_0 , кг/(м ² ·с)	Константи	
		a	b
МГА-100	0,0014	6,70	3,215
МГА-95	0,0023	3,47	1,844
МГА-90	0,003	2,67	1,420
МГА-80	0,0049	1,00	0,625

Характеристичний коефіцієнт розділення мембрани за заданою сіллю визначається за формулою:

$$R_{\text{int}} = 1 - 10^{a-b \cdot \lg(\Delta H_{\text{cr}} / Z_m)}. \quad (2.5)$$

В першому наближенні, вважаючи, що спостережуваний коефіцієнт розділення дорівнює характеристичному, розраховуємо середню концентрацію солі в пермеаті, мас. частка:

$$x_2 = x_{1f} \cdot \frac{1 - K^{\frac{R_{\text{int}} - 1}{R_{\text{int}}}}}{1 - K^{-\frac{1}{R_{\text{int}}}}} . \quad (2.6)$$

Витрати пермеату, кг/с:

$$L_p = L_f \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{R_{\text{int}}}} \right) . \quad (2.7)$$

Витрата солі з сировиною (значення концентрації необхідно підставляти в масових частках), кг/с:

$$G_{c1f} = L_f \cdot x_{1f} . \quad (2.8)$$

Витрати солі з пермеатом (значення концентрації необхідно підставляти в масових частках), кг/с:

$$G_{cp} = L_p \cdot x_2 . \quad (2.9)$$

Витрати солі з пермеатом, виражені у відсотках від її вмісту у початковому розчині, %:

$$g_{cp} = \frac{G_{cp}}{G_{c1f}} \cdot 100\% . \quad (2.10)$$

Умова задовільної селективності:

$$g_{cp} \leq [g_{cp}] . \quad (2.11)$$

Якщо умова (2.11) не виконується, з таблиці 2.1 вибирається більш селективна мембрана і розрахунок повторюється починаючи з визначення селективності (формула (2.4)) до виконання умови (2.10).

2.4.3 Наближений розрахунок поверхні мембрани

За концентраціями в розділюваному розчині та ретантаті за даними, наведеними в додатку Б вибираються значення осмотичних тисків $\pi_{1f} = f(x_{1f})$ та $\pi_{1r} = f(x_{1r})$.

Нехтуючи в першому наближенні впливом концентраційної поляризації, розраховується питома продуктивність мембрани на вході та виході з апарату, кг/(м²·с):

$$G_f = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_{1f}}{\Delta p}\right), \quad (2.12)$$

$$G_r = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_{1r}}{\Delta p}\right), \quad (2.13)$$

де G_0 – питома продуктивність мембрани за чистим розчинником (визначається за таблицею 1.2 для обраної в пункті 2.4.2 мембрани), кг/(м²·с).

Середнє значення питомої продуктивності, кг/(м²·с):

$$G = \frac{G_f + G_r}{2}. \quad (2.14)$$

Наближене значення площі поверхні мембрани, м²:

$$F = \frac{L_p}{G}. \quad (2.15)$$

Витрата ретентату, кг/с:

$$L_r = L_f - L_p. \quad (2.16)$$

Визначне наближене значення площі поверхні мембрани та витрата ретантату дозволить вибрати апарат та визначити параметри масообміну в процесі мембранного розділення.

2.4.4 Вибір апарата та його основних параметрів

При виборі розмірів апарата змінними можуть бути такі величини [4]:

- робоча висота модуля $l_m = 0,4..1$ м;
- кількість сумісно навитих елементів у модулі $n_e = 1..12$;
- кількість модулів у корпусі апарата $n_m = 1..6$;
- товщина сітки сепаратора $\delta_c = 0,3..1,0$ мм;
- товщина дренажного матеріалу $\delta_d = 0,1..0,5$ мм;
- товщина підкладного матеріалу $\delta_1 = 0,1..0,4$ мм;

- товщина мембрани $\delta_2 = 0,1$ мм;
- довжина мембранного пакету $l_p = 0,4..1,8$ м.

При розрахунках всі лінійні розміри необхідно підставляти в метрах.

Вибираючи довжину мембранного пакету, потрібно виходити з того, що гідравлічний опір потоку пермеату не має бути занадто високим. Тому для мембран з меншою питомою проникненістю слід брати більші значення, а для мембран більшою питомою продуктивністю – менші. Із збільшенням кількості модулів в апараті ускладнюється конструкція, але при цьому збільшується компактність, що дуже важливо в установках великої продуктивності. Зменшення товщини сітки сепаратора та дренажного шару збільшує компактність установки, але веде до збільшення гідравлічного опору.

Товщина мембранного пакету, м:

$$\delta_p = \delta_d + 2 \cdot \delta_1 + 2 \cdot \delta_2. \quad (2.17)$$

Площа поверхні мембрани в одному елементі, м²:

$$F_e = 2 \cdot l_p \cdot l_m. \quad (2.18)$$

Площа робочої поверхні мембран в одному модулі, м²:

$$F_m = n_e \cdot F_e. \quad (2.19)$$

Площа робочої поверхні мембран в одному апараті, м²:

$$F_a = n_m \cdot F_m. \quad (2.20)$$

Площа поперечного перерізу апарата, по якому проходить розчин, що розділяється:

$$S_1 = n_e \cdot l_p \cdot \delta_c. \quad (2.21)$$

Площа поперечного перерізу апарата, зайнята пакетами мембран:

$$S_2 = n_e \cdot l_p \cdot \delta_p. \quad (2.22)$$

Площа поперечного перерізу апарату з урахуванням запасу на конструктивні елементи:

$$S_A = 1,1 \cdot (S_1 + S_2). \quad (2.23)$$

Внутрішній діаметр апарата:

$$d_a = \sqrt{\frac{4 \cdot S_A}{\pi}}. \quad (2.24)$$

де π – ірраціональна константа, $\pi = 3,14159\dots$

Загальна кількість апаратів у мембранній установці:

$$n = \frac{F}{F_a}. \quad (2.25)$$

Апарати необхідно раціонально розподілити в установці, для чого проводиться процедура секціювання.

2.4.5 Секціювання апаратів в установці

Як зазначалося в підрозділі 1.4, для забезпечення ефективної роботи мембранних установок, мембранні апарати доцільно розташовувати в каскадах. При цьому необхідно визначити кількість апаратів в кожній секції, як показано в прикладі 5.

За значенням ступеня концентрування K визначається величина припустимого зниження витрат q (для зручності користування посібником, матеріал викладений в таблиці 1.2 повторно наведений в таблиці 2.2).

Таблиця 2.2 – Рекомендації щодо вибору припустимого зниження витрат за довжиною апарата [5].

K	до 2	3-4	5-7	8-12	13-20	понад 20
q	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6

Визначається витрата пермеату в одному апараті:

$$L_{pa} = G \cdot F_a. \quad (2.26)$$

Визначається кількість апаратів в першій секції:

$$n_1 = \frac{L_f \cdot (1 - 1/q)}{L_{pa}}. \quad (2.27)$$

Визначається кількість апаратів к наступних секціях:

$$n_i = \frac{n_1}{q^{2^i-1}}. \quad (2.28)$$

Паралельно з визначенням кількості апаратів в кожній секції визначається сума апаратів в секціях. Після наближення цієї суми до необхідної кількості апаратів робиться висновок про кількість секцій та кількість апаратів, які необхідно додати або вилучити в перших секціях (див. приклад 5).

2.4.6 Розрахунок спостережуваної селективності

Спостережувана селективність може бути визначена за формулою (1.45). Для цього необхідно визначити коефіцієнт масовіддачі. Розрахунок проводять на вході і на виході з установки.

Спершу за даними додатка Б для заданої солі за концентрації в сировині та ретентаті знаходять значення густини ($\rho_{1f} = f(x_{1f})$, $\rho_{1r} = f(x_{1r})$), коефіцієнту кінематичної в'язкості ($\nu_{1f} = f(x_{1f})$, $\nu_{1r} = f(x_{1r})$) та коефіцієнта дифузії ($D_{1f} = f(x_{1f})$, $D_{1r} = f(x_{1r})$). Властивості чистої води наведені в додатку В [11].

Визначається критерій Шмідта на вході і на виході в установку:

$$Sc_{1f} = \frac{\nu_{1f}}{D_{1f}}, \quad (2.29)$$

$$Sc_{1r} = \frac{\nu_{1r}}{D_{1r}}. \quad (2.30)$$

Еквівалентний діаметр:

$$d_e = 2 \cdot \delta_c. \quad (2.31)$$

Швидкість руху розчину в каналах модуля:

в першій секції:

$$w_{1f} = \frac{L_f}{\rho_{1f} \cdot S_1 \cdot n_1}, \quad (2.32)$$

в останній секції:

$$w_{1r} = \frac{L_r}{\rho_{1r} \cdot S_1 \cdot n_m}, \quad (2.33)$$

де n_m – кількість апаратів в останній секції.

Критерій Рейнольдса:

в першій секції:

$$\text{Re}_{1f} = \frac{w_{1f} \cdot d_e}{v_{1f}}, \quad (2.34)$$

в останній секції:

$$\text{Re}_{1r} = \frac{w_{1r} \cdot d_e}{v_{1r}}. \quad (2.35)$$

Швидкість руху розчину в напрямку мембрани:

в першій секції:

$$U_{1f} = \frac{G_f}{\rho_{1f}}, \quad (2.36)$$

в останній секції:

$$U_{1r} = \frac{G_r}{\rho_{1r}}. \quad (2.37)$$

Критерій Пекле

в першій секції:

$$\text{Pe}_{1f} = \frac{U_{1f} \cdot d_e}{D_{1f}}. \quad (2.38)$$

в останній секції:

$$\text{Pe}_{1r} = \frac{U_{1r} \cdot d_e}{D_{1r}}. \quad (2.39)$$

Критерій Шервуда визначається для першої і останньої секції за критеріальними рівняннями. Якщо виконується умова:

$$100 < \text{Re} \cdot \text{Sc} \cdot \frac{d_e}{l_p} < 5000. \quad (2.40)$$

Критеріальне рівняння має вигляд [4, 5]:

$$\text{Sh} = 1,67 \cdot \text{Re}^{0,34} \cdot \text{Sc}^{0,33} \cdot \left(\frac{d_e}{l_p} \right)^{0,33}. \quad (2.41)$$

В іншому випадку розраховується безрозмірний комплекс [4, 7, 10]:

$$\xi = \frac{4 \cdot \text{Pe}^2 \cdot U \cdot l_p}{3 \cdot w \cdot d_e}. \quad (2.42)$$

Тоді критерій Шервуда визначається:

$$\text{Sh} = \frac{4 \cdot \text{Pe}}{\ln \left(1 + 1,536 \cdot \xi^{\frac{1}{3}} \right)} \quad \text{при } \xi \leq 0,02, \quad (2.43)$$

$$\text{Sh} = \frac{4 \cdot \text{Pe}}{\ln \left(\xi + 6 + 5 \cdot \exp \left(-\sqrt{\xi/3} \right) \right)} \quad \text{при } \xi > 0,02. \quad (2.44)$$

Коефіцієнт масовіддачі визначається за формулою в першій секції:

$$\beta_{1f} = \frac{\text{Sh}_{1f} \cdot D_{1f}}{d_e}, \quad (2.45)$$

в останній секції:

$$\beta_{1r} = \frac{\text{Sh}_{1r} \cdot D_{1r}}{d_e}, \quad (2.46)$$

Розраховуємо комплекс (права частина рівняння (1.45)):
в першій секції:

$$\chi_{1f} = \frac{U_{1f}}{2,3 \cdot \beta_{1f}} + \lg \left(\frac{1 - R_{\text{int}}}{R_{\text{int}}} \right), \quad (2.47)$$

в останній секції:

$$\chi_{1r} = \frac{U_{1r}}{2,3 \cdot \beta_{1r}} + \lg \left(\frac{1 - R_{\text{int}}}{R_{\text{int}}} \right). \quad (2.48)$$

Спостережуваний коефіцієнт розділення:
в першій секції:

$$R_{1f} = \frac{1}{10^{\chi_{1f}} + 1}, \quad (2.49)$$

в останній секції:

$$R_{1r} = \frac{1}{10^{\chi_{1r}} + 1}. \quad (2.50)$$

Середнє значення спостережуваного коефіцієнта розділення:

$$R = \frac{R_{lf} + R_{lr}}{2}. \quad (2.51)$$

Концентрація солі у пермеаті:

$$x_2 = x_{1f} \cdot \frac{1 - K^{\frac{R-1}{R}}}{1 - K^{-\frac{1}{R}}}. \quad (2.52)$$

Витрата пермеату:

$$L_p = L_f \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{R}}\right). \quad (2.53)$$

Витрати солі з пермеатом (значення концентрації необхідно підставляти в масових частках):

$$G_{cp} = L_p \cdot x_2. \quad (2.54)$$

Витрати солі з пермеатом, виражені у відсотках від її вмісті у початковому розчині (значення концентрації необхідно підставляти в масових частках), %:

$$g_{cp} = \frac{G_{cp}}{G_{c1f}} \cdot 100\%. \quad (2.55)$$

Умова задовільної селективності:

$$g_{cp} \leq [g_{cp}]. \quad (2.56)$$

Якщо умова (2.56) не виконується, як і у випадку умови (2.11) з таблиці 2.1 вибирається більш селективна мембрана і розрахунок повторюється починаючи з визначення характеристичного коефіцієнта розділення (формула (2.5)) до виконання умови (2.56).

2.4.7 Уточнений розрахунок поверхні мембрани

Розрахунок проводиться з урахуванням осмотичного тиску розчину в пограничному шарі біля поверхні мембрани та осмотичного тиску пермеату. Розрахунки здійснюються для двох граничних перерізів: перерізу на вході до апаратів першої секції та перерізу апаратів на виході з останньої секції.

Концентрація солі в пермеаті:

в першій секції:

$$x_{2f} = (1 - R) \cdot x_{1f} . \quad (2.57)$$

в останній секції:

$$x_{2r} = (1 - R) \cdot x_{1r} . \quad (2.58)$$

Концентрація солі біля поверхні мембрани з боку розчину, що розділяється:

в першій секції:

$$x_{3f} = \frac{x_{2f}}{1 - R_{\text{int}}} . \quad (2.59)$$

в останній секції:

$$x_{3r} = \frac{x_{2r}}{1 - R_{\text{int}}} . \quad (2.60)$$

За даними додатку Б для концентрацій, розраховані за формулами (2.57) – (2.60) визначаються осмотичні тиски π_{2f} , π_{2r} , π_{3f} , π_{3r} .

Питома продуктивність мембрани за розділюваним розчином:

в першій секції:

$$G_f = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_{3f} - \pi_{2f}}{\Delta p} \right) . \quad (2.61)$$

в останній секції:

$$G_r = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_{3r} - \pi_{2r}}{\Delta p} \right) . \quad (2.62)$$

Константи системи:

в першій секції:

$$C_f = \frac{G_0 - G_f}{x_{1f}} . \quad (2.63)$$

в останній секції:

$$C_r = \frac{G_0 - G_r}{x_{1r}} . \quad (2.64)$$

Якщо розбіжність між константами перевищує 20%, то інтервал концентрацій $[x_{1f}, x_{1r}]$ розбивається на кілька частин та знаходять для кожної з них середнє значення константи C .

Площа поверхні мембрани обчислюється за формулою, (значення концентрації необхідно підставляти в масових частках):

$$F = \frac{L_f \cdot x_{1f}}{G_0} \left[-\frac{C}{G_0} \ln \left(\frac{(G_0 - C \cdot x_{1r}) \cdot x_{1f}}{(G_0 - C \cdot x_{1f}) \cdot x_{1r}} \right) + \frac{1}{x_{1f}} - \frac{1}{x_{1r}} \right]. \quad (2.65)$$

Якщо уточнене значення поверхні відрізняється від наближеного більш ніж на 10%, необхідно повторити розрахунки, починаючи з визначення кількості апаратів за формулою (2.25) з використанням значення площі поверхні мембран, знайденої за формулою (2.65).

2.4.8 Розрахунок гідравлічного опору

Гідравлічний опір розраховується для визначення фактичного тиску в апаратах, що необхідно для розрахунків корпусу апарата на міцність, а також для підбору насосу. Тиск Δp_p , що розвивається насосом, витрачається на створення перепаду тисків Δp , подолання гідравлічного опору потоку розчину, що розділяється в напірному каналі апаратів Δp_1 та пермеату в дренажних каналах апаратів Δp_2 , а також компенсацію втрат на тертя у трубопроводах та подолання місцевих опорів (приймаються $0,1 \cdot \Delta p_1$), Па:

$$\Delta p_p = \Delta p + 1,1 \cdot \Delta p_1 + \Delta p_2. \quad (2.66)$$

Гідравлічний опір потокам початкового розчину та пермеату становить:

$$\Delta p_1 = \xi_1 \cdot \frac{48 \cdot v_1 \cdot \rho_1 \cdot l \cdot w_1}{d_e^2}, \quad (2.67)$$

$$\Delta p_2 = \xi_2 \cdot \frac{48 \cdot v_2 \cdot l_p^2 \cdot (G_f - G_r)}{d_e^3}. \quad (2.68)$$

де ξ_1 – коефіцієнт опору сітки-сепаратора, $\xi_1 = 5..10$;

ξ_2 – коефіцієнт опору дренажного матеріалу, $\xi_2 = 100..200$.

При визначенні Δp_1 загальна довжина каналу дорівнює добутку висоти модуля, кількості модулів в апараті та числа секцій установки:

$$l = l_m \cdot n_m \cdot m. \quad (2.69)$$

Еквівалентний діаметр каналу становить $2 \cdot \delta_c$. Швидкість руху розчину, його густина та в'язкість визначаються як середні в першій та останній секціях і, відповідно, становлять:

$$w_1 = \frac{(w_{1f} + w_{1r})}{2}. \quad (2.70)$$

$$\rho_1 = \frac{(\rho_{1f} + \rho_{1r})}{2}. \quad (2.71)$$

$$\nu_1 = \frac{(\nu_{1f} + \nu_{1r})}{2}. \quad (2.72)$$

При визначенні Δp_2 загальна довжина каналу дорівнює l_p , еквівалентний діаметр $2 \cdot \delta_c$. В'язкість знаходиться при середній концентрації солі в пермеаті (формула (2.52))

Напір насоса визначається при густині початкового розчину ρ_{1c} і становить:

$$H = \frac{\Delta p_p}{\rho_{1f} \cdot g}. \quad (2.73)$$

Підбір насоса здійснюється за методикою, наведеною в [5].

2.5 Приклад розрахунку апарата зворотного осмосу

Вихідні дані

В апараті зворотного осмосу проходить концентрування $L_f = 4,2$ кг/с розчину $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$ з початковою концентрацією $x_{1f} = 0,75$ мас. % за робочого тиску $\Delta p = 5,3$ МПа. Втрати солі з пермеатом не повинні перевищувати $[g_{cp}] = 8,2\%$ (у відсотках від кількості у початковому розчині). Температура розчину 25°C .

Матеріал мембрани – ацетат целюлози.

Тип апарата – спіральний.

Визначити площу поверхні мембран та гідравлічний опір.

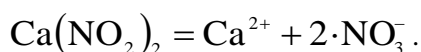
Розрахунок

Приймаємо кінцеву концентрацію в ретентаті такою, що дорівнює 0,34 моль/(л розчинника), за таблицею Б.1 додатка Б знаходимо значення в масових відсотках $x_{1r} = 2,994$ мас. %.

Розраховуємо ступінь концентрування:

$$K = \frac{x_{1r}}{x_{1f}} = \frac{2,994}{0,75} = 3,992.$$

Для визначення селективності запишемо рівняння електролітичної дисоціації $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$:



З таблиці А.1 додатку А знаходимо значення теплоти гідратації іону кальцію та нітрат-іону:

$$\Delta H_{\text{Ca}^{2+}} = 1616 \text{ кДж/кмоль};$$

$$\Delta H_{\text{NO}_3^-} = 310 \text{ кДж/кмоль}.$$

Теплота гідратації нітрат-іону менша за теплоту гідратацію іону кальцію, тому $Z_m = 1$.

Середнє геометричне значення теплот гідратації іонів становить:

$$\Delta H_{\text{ср}} = \sqrt[3]{\Delta H_{\text{Ca}^{2+}} \cdot (\Delta H_{\text{NO}_3^-})^2} = \sqrt[3]{1616 \cdot 310^2} = 537,5 \text{ кДж/кмоль}.$$

Спершу розглянемо найбільш селективну мембрану МГА-80 (значення коефіцієнтів $a = 1,00$ та $b = 0,625$) і проводимо перевірку її селективності.

Визначаємо характеристичний коефіцієнт розділення:

$$R_{\text{int}} = 1 - 10^{a-b \cdot \lg(\Delta H_{\text{aa}} / Z_m)} = 1 - 10^{1,00 - 0,625 \cdot \lg(537,5/1)} = 0,803.$$

В першому наближенні, вважаючи, що спостережуваний коефіцієнт розділення дорівнює характеристичному, розраховуємо середню концентрацію солі в пермеаті:

$$x_2 = x_{1f} \cdot \frac{1 - K^{\frac{R_{\text{int}} - 1}{R_{\text{int}}}}}{1 - K^{-\frac{1}{R_{\text{int}}}}} = 0,75 \cdot \frac{1 - 3,992^{\frac{0,803 - 1}{0,803}}}{1 - 3,992^{-\frac{1}{0,803}}} = 0,262 \text{ мас. \%}.$$

Витрати пермеату:

$$L_p = L_f \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{R_{\text{int}}}} \right) = 4,2 \cdot \left(1 - 3,992^{-\frac{1}{0,803}} \right) = 3,45 \text{ кг/с}.$$

Витрата солі з сировиною:

$$G_{c1f} = L_f \cdot x_{1f} = 4,2 \cdot 0,0075 = 0,032 \text{ кг/с}.$$

Витрати солі з пермеатом:

$$G_{cp} = L_p \cdot x_2 = 3,45 \cdot 0,00262 = 9,05 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}.$$

Витрати солі з пермеатом, виражені у відсотках від її вмісту у початковому розчині:

$$g_{cp} = \frac{G_{cp}}{G_{c1f}} \cdot 100\% = \frac{9,05 \cdot 10^{-3}}{0,032} \cdot 100\% = 28,72\%.$$

Оскільки отримане значення перевищує допустиме (8,2%), мембрана МГА-80 не відповідає умові задовільної селективності. Приймаємо більш селективну мембрану МГА-90 (значення коефіцієнтів $a = 2,67$ та $b = 1,420$).

Визначаємо характеристичний коефіцієнт розділення:

$$R_{\text{int}} = 1 - 10^{a-b \cdot \lg(\Delta H_{\text{нн}} / Z_m)} = 1 - 10^{2,67 - 1,420 \cdot \lg(537,5/1)} = 0,938.$$

Середня концентрація солі в пермеаті:

$$x_2 = x_{1f} \cdot \frac{1 - K^{\frac{R_{\text{int}} - 1}{R_{\text{int}}}}}{1 - K^{-\frac{1}{R_{\text{int}}}}} = 0,75 \cdot \frac{1 - 3,992^{\frac{0,938 - 1}{0,938}}}{1 - 3,992^{-\frac{1}{0,938}}} = 0,085 \text{ мас. \%}.$$

Витрати пермеату:

$$L_p = L_f \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{0,938}} \right) = 4,2 \cdot \left(1 - 3,992^{-\frac{1}{0,938}} \right) = 3,24 \text{ кг/с}.$$

Витрати солі з пермеатом:

$$G_{cp} = L_p \cdot x_2 = 3,24 \cdot 0,00085 = 2,757 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}.$$

Витрати солі з пермеатом, виражені у відсотках від її вмісті у початковому розчині:

$$g_{cp} = \frac{G_{cp}}{G_{c1f}} \cdot 100\% = \frac{2,757 \cdot 10^{-3}}{0,032} \cdot 100\% = 8,753\% .$$

Це значення також більше за допустиме (8,2%), тому розглянемо наступну мембрану МГА-95 (значення коефіцієнтів $a = 3,47$ та $b = 1,844$).

Визначаємо характеристичний коефіцієнт розділення:

$$R_{int} = 1 - 10^{a-b \cdot \lg(\Delta H_{aa}/Z_m)} = 1 - 10^{3,47-1,844 \cdot \lg(537,5/1)} = 0,973.$$

Середня концентрація солі в пермеаті:

$$x_2 = x_{1f} \cdot \frac{1 - K^{\frac{R_{int}-1}{R_{int}}}}{1 - K^{-\frac{1}{R_{int}}}} = 0,75 \cdot \frac{1 - 3,992^{\frac{0,973-1}{0,973}}}{1 - 3,992^{-\frac{1}{0,973}}} = 0,038 \text{ мас. \%}.$$

Витрати пермеату:

$$L_p = L_f \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{0,938}} \right) = 4,2 \cdot \left(1 - 3,992^{-\frac{1}{0,973}} \right) = 3,188 \text{ кг/с}.$$

Витрати солі з пермеатом:

$$G_{cp} = L_p \cdot x_2 = 3,188 \cdot 0,000038 = 1,198 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}.$$

Витрати солі з пермеатом, виражені у відсотках від її вмісті у початковому розчині:

$$g_{cp} = \frac{G_{cp}}{G_{c1f}} \cdot 100\% = \frac{1,198 \cdot 10^{-3}}{0,032} \cdot 100\% = 3,802\% .$$

Таке значення задовольняє вимогам до селективності мембрани, тому подальші розрахунки проводимо для мембрани МГА-95. Продуктивність даної мембрани за чистим розчинником становить $G_0 = 0,0023 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$.

Проводимо наближений розрахунок площі поверхні мембрани.

За концентраціями в розділюваному розчині та ретантаті за даними, наведеними в додатку Б вибираються значення осмотичних тисків $\pi_{1f} = 0,288 \text{ МПа}$ та $\pi_{1r} = 1,15 \text{ МПа}$.

Питома продуктивність мембрани на вході та виході з апарату:

$$G_f = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_{1f}}{\Delta p}\right) = 0,0023 \cdot \left(1 - \frac{0,288}{5,3}\right) = 2,175 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

$$G_r = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_{1r}}{\Delta p}\right) = 0,0023 \cdot \left(1 - \frac{1,15}{5,3}\right) = 1,801 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Середнє значення питомої продуктивності:

$$G = \frac{G_f + G_r}{2} = \frac{2,175 \cdot 10^{-3} + 1,801 \cdot 10^{-3}}{2} = 1,988 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Наближене значення площі поверхні мембрани:

$$F = \frac{L_p}{G} = \frac{3,188}{1,988 \cdot 10^{-3}} = 1604 \text{ м}^2.$$

Витрата ретентату:

$$L_r = L_f - L_p = 4,2 - 3,188 = 1,012 \text{ кг}/\text{с}.$$

Визначне наближене значення площі поверхні мембрани $F = 1604 \text{ м}^2$ та витрата ретантату $L_p = 1,012 \text{ кг}/\text{с}$ дозволить вибрати апарат та визначити параметри масообміну в процесі мембранного розділення.

Для визначення площі кількості апаратів в схемі виберемо такі значення параметрів (всі значення лінійних розмірів в будуть наведені в метрах):

робоча висота модуля, м, l_m ,	1;
кількість сумісно навитих елементів, n_e ,	4;
кількість модулів в одному апараті, n_m ,	3;
товщина сітки-сепаратора, м, δ_c ,	$0,5 \cdot 10^{-3}$;
товщина дренажного матеріалу, м, δ_d ,	$0,2 \cdot 10^{-3}$;
товщина підкладного матеріалу, м, δ_1 ,	$0,1 \cdot 10^{-3}$;
товщина мембрани, м, δ_2 ,	$0,1 \cdot 10^{-3}$;
довжина мембранного пакету, м, l_p ,	1.

Товщина мембранного пакету:

$$\delta_p = \delta_d + 2 \cdot \delta_1 + 2 \cdot \delta_2 = 0,2 \cdot 10^{-3} + 2 \cdot 0,1 \cdot 10^{-3} + 2 \cdot 0,1 \cdot 10^{-3} = 6 \cdot 10^{-4} \text{ м}.$$

Площа поверхні мембрани в одному елементі:

$$F_e = 2 \cdot l_p \cdot l_m = 2 \cdot 1 \cdot 1 = 2 \text{ м}^2.$$

Площа робочої поверхні мембран в одному модулі:

$$F_m = n_e \cdot F_e = 4 \cdot 2 = 8 \text{ м}^2.$$

Площа робочої поверхні мембран в одному апараті:

$$F_a = n_m \cdot F_m = 3 \cdot 8 = 24 \text{ м}^2.$$

Площа поперечного перерізу апарата, по якому проходить розчин, що розділяється:

$$S_1 = n_e \cdot l_p \cdot \delta_c = 4 \cdot 1 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} = 2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Площа поперечного перерізу апарата, зайнята пакетами мембран:

$$S_2 = n_e \cdot l_p \cdot \delta_p = 4 \cdot 1 \cdot 6 \cdot 10^{-4} = 2,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Площа поперечного перерізу апарату з урахуванням запасу на конструктивні елементи:

$$S_A = 1,1 \cdot (S_1 + S_2) = 1,1 \cdot (2 \cdot 10^{-3} + 2,4 \cdot 10^{-3}) = 4,84 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Внутрішній діаметр апарата:

$$d_a = \sqrt{\frac{4 \cdot S_A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,84 \cdot 10^{-3}}{3,14}} = 0,079 \text{ м}.$$

Приймаємо діаметр апарата 0,08 м.

Загальна кількість апаратів у мембранній установці:

$$n = \frac{F}{F_a} = \frac{1604}{24} = 66,8.$$

Приймаємо загальну кількість апаратів 67.

Апарати необхідно раціонально розподілити в установці, для чого проводимо процедуру секціювання.

Витрата пермеату в одному апараті становить:

$$L_{pa} = G \cdot F_a = 1,988 \cdot 10^{-3} \cdot 24 = 0,048 \text{ кг/с}.$$

За таблицею 1.2 визначаємо величину припустимого зменшення витрат, для значення ступеня концентрування $K=3,992$ приймаємо значення $q = 1,2$. Тоді кількість апаратів в одній секції становитиме:

$$n_1 = \frac{L_f \cdot (1 - 1/q)}{L_{pa}} = \frac{4,2 \cdot (1 - 1/1,2)}{0,048} = 14,67 \approx 15.$$

Надалі розраховуємо кількість апаратів в наступних секціях та сумарну кількість апаратів в секціях:

$$n_2 = \frac{n_1}{q^{2-1}} = \frac{15}{1,2^{2-1}} = 12,5 \approx 13$$

$$\sum_2 n_i = 15 + 13 = 28$$

$$n_3 = \frac{n_1}{q^{3-1}} = \frac{15}{1,2^{3-1}} = 10,42 \approx 10$$

$$\sum_3 n_i = 15 + 13 + 10 = 38$$

$$n_4 = \frac{n_1}{q^{4-1}} = \frac{15}{1,2^{4-1}} = 8,68 \approx 9$$

$$\sum_4 n_i = 15 + 13 + 10 + 9 = 47$$

$$n_5 = \frac{n_1}{q^{5-1}} = \frac{15}{1,2^{5-1}} = 7,23 \approx 7$$

$$\sum_5 n_i = 15 + 13 + 10 + 9 + 7 = 54$$

$$n_6 = \frac{n_1}{q^{6-1}} = \frac{15}{1,2^{6-1}} = 6,03 \approx 6$$

$$\sum_6 n_i = 15 + 13 + 10 + 9 + 7 + 6 = 60$$

$$n_7 = \frac{n_1}{q^{7-1}} = \frac{15}{1,2^{7-1}} = 5,02 \approx 5$$

$$\sum_7 n_i = 15 + 13 + 10 + 9 + 7 + 6 + 5 = 65$$

При використанні семи секцій в секціях не вистачає двох апаратів. Ці апарати доцільно додати до двох перших секцій. Тоді розподіл апаратів по секціях буде таким (таблиця 2.3).

Таблиця 2.3 – Розподіл апаратів по секціях

№	1	2	3	4	5	6	7	$\sum_7 n_i$
n	16	14	11	10	7	6	5	69

Отже кількість апаратів в секціях дорівнює необхідній кількості апаратів.

Надалі необхідно визначити спотережуваний коефіцієнт розділення. Для цього розраховуються параметри масообміну в мембранному апараті.

За таблицею додатка Б знаходимо Фізичні властивості розчину:

$$\rho_{lf} = 1002 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{lr} = 1018 \text{ кг/м}^3;$$

$$v_{lf} = 8,982 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$v_{1r} = 8,647 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$D_{1f} = 5,124 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$D_{1r} = 1,044 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Визначається критерій Шмідта на вході і на виході в установку:

$$Sc_{1f} = \frac{v_{1f}}{D_{1f}} = \frac{8,982 \cdot 10^{-7}}{5,124 \cdot 10^{-10}} = 1753,$$

$$Sc_{1r} = \frac{v_{1r}}{D_{1r}} = \frac{8,647 \cdot 10^{-7}}{1,044 \cdot 10^{-9}} = 828,4.$$

Еквівалентний діаметр:

$$d_e = 2 \cdot \delta_c = 2 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$$

Швидкість руху розчину в каналах модуля:

в першій секції:

$$w_{1f} = \frac{L_f}{\rho_{1f} \cdot S_1 \cdot n_1} = \frac{4,2}{1002 \cdot 2 \cdot 10^{-3} \cdot 16} = 0,131 \text{ м/с},$$

в останній секції:

$$w_{1r} = \frac{L_r}{\rho_{1r} \cdot S_1 \cdot n_m} = \frac{1,012}{1018 \cdot 2 \cdot 10^{-3} \cdot 5} = 0,099 \text{ м/с}.$$

Критерій Рейнольдса:

в першій секції:

$$Re_{1f} = \frac{w_{1f} \cdot d_e}{v_{1f}} = \frac{0,131 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{8,982 \cdot 10^{-7}} = 145,9,$$

в останній секції:

$$Re_{1r} = \frac{w_{1r} \cdot d_e}{v_{1r}} = \frac{0,099 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{8,647 \cdot 10^{-7}} = 115,02.$$

Швидкість руху розчину в напрямку мембрани:

в першій секції:

$$U_{1f} = \frac{G_f}{\rho_{1f}} = \frac{2,175 \cdot 10^{-3}}{1002} = 2,171 \cdot 10^{-6} \text{ м/с},$$

в останній секції:

$$U_{1r} = \frac{G_r}{\rho_{1r}} = \frac{1,801 \cdot 10^{-3}}{1018} = 1,77 \cdot 10^{-6} \text{ м/с.}$$

Критерій Пекле

в першій секції:

$$\text{Pe}_{1f} = \frac{U_{1f} \cdot d_e}{D_{1f}} = \frac{2,171 \cdot 10^{-3}}{5,124 \cdot 10^{-10}} = 4,237,$$

в останній секції:

$$\text{Pe}_{1r} = \frac{U_{1r} \cdot d_e}{D_{1r}} = \frac{1,77 \cdot 10^{-6} \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{1,044 \cdot 10^{-9}} = 1,696.$$

Перевіряємо умову застосування рівняння (2.41):

в першій секції:

$$\text{Re}_{1f} \cdot \text{Sc}_{1f} \cdot \frac{d_e}{l_p} = 145,9 \cdot 1753 \cdot \frac{1 \cdot 10^{-3}}{1} = 255,7,$$

в останній секції:

$$\text{Re}_{1r} \cdot \text{Sc}_{1r} \cdot \frac{d_e}{l_p} = 115,02 \cdot 828,4 \cdot \frac{1 \cdot 10^{-3}}{1} = 95,28,$$

Отже умова (2.40) в першій секції виконується, а в останній не виконується. Визначаємо критерії Шервуда в першій секції:

$$\text{Sh}_{1f} = 1,67 \cdot \text{Re}_{1f}^{0,34} \cdot \text{Sc}_{1f}^{0,33} \cdot \left(\frac{d_e}{l_p} \right)^{0,33} = 145,9^{0,34} \cdot 1753^{0,33} \cdot \left(\frac{1 \cdot 10^{-3}}{1} \right)^{0,33} = 10,94.$$

Для останньої секції розраховуємо безрозмірний комплекс:

$$\xi_{1r} = \frac{4 \cdot \text{Pe}_{1r}^2 \cdot U_{1r} \cdot l_p}{3 \cdot w_{1r} \cdot d_e} = \frac{4 \cdot 1,696^2 \cdot 1,77 \cdot 10^{-5} \cdot 1}{3 \cdot 0,099 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 0,072 > 0,02.$$

В такому разі критерій Шервуда розраховуємо за рівнянням (2.44):

$$\text{Sh}_{1r} = \frac{4 \cdot \text{Pe}_{1r}}{\ln(\xi_{1r} + 6 + 5 \cdot \exp(-\sqrt{\xi_{1r}}/3))} = \frac{4 \cdot 1,696}{\ln(0,072 + 6 + 5 \cdot \exp(-\sqrt{0,072}/3))} = 2,902.$$

Визначаємо коефіцієнт масовіддачі

в першій секції:

$$\beta_{1f} = \frac{\text{Sh}_{1f} \cdot D_{1f}}{d_e} = \frac{10,94 \cdot 5,124 \cdot 10^{-10}}{1 \cdot 10^{-3}} = 5,604 \cdot 10^{-6} \text{ м/с,}$$

в останній секції:

$$\beta_{1r} = \frac{Sh_{1r} \cdot D_{1r}}{d_e} = \frac{2,902 \cdot 1,044 \cdot 10^{-9}}{1 \cdot 10^{-3}} = 3,029 \cdot 10^{-6} \text{ м/с.}$$

Розраховуємо комплекс (права частина рівняння (1.45)):

в першій секції:

$$\chi_{1f} = \frac{U_{1f}}{2,3 \cdot \beta_{1f}} + \lg \left(\frac{1 - R_{int}}{R_{int}} \right) = \frac{2,171 \cdot 10^{-6}}{2,3 \cdot 5,604 \cdot 10^{-6}} + \lg \left(\frac{1 - 0,973}{0,973} \right) = -1,384,$$

в останній секції:

$$\chi_{1r} = \frac{U_{1r}}{2,3 \cdot \beta_{1r}} + \lg \left(\frac{1 - R_{int}}{R_{int}} \right) = \frac{1,77 \cdot 10^{-6}}{2,3 \cdot 3,029 \cdot 10^{-6}} + \lg \left(\frac{1 - 0,973}{0,973} \right) = -1,299.$$

Спостережуваний коефіцієнт розділення:

в першій секції:

$$R_{1f} = \frac{1}{10^{\chi_{1f}} + 1} = \frac{1}{10^{-1,384} + 1} = 0,96,$$

в останній секції:

$$R_{1r} = \frac{1}{10^{\chi_{1r}} + 1} = \frac{1}{10^{-1,299} + 1} = 0,952.$$

Середнє значення спостережуваного коефіцієнта розділення:

$$R = \frac{R_{1f} + R_{1r}}{2} = \frac{0,96 + 0,952}{2} = 0,956.$$

Концентрація солі у пермеаті:

$$x_2 = x_{1f} \cdot \frac{1 - K^{\frac{R-1}{R}}}{1 - K^{-\frac{1}{R}}} = 0,75 \cdot \frac{1 - 3,992^{\frac{0,956-1}{0,956}}}{1 - 0,992^{-\frac{1}{0,956}}} \text{ мас. \%}.$$

Витрата пермеату:

$$L_p = L_f \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{R}} \right) = 4,2 \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{0,956}} \right) = 3,212.$$

Витрати солі з пермеатом (значення концентрації підставляємо в масових частках):

$$G_{cp} = L_p \cdot x_2 = 3,212 \cdot 0,0006 = 1,933 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с.}$$

Витрати солі з пермеатом, виражені у відсотках від її вмісті у початковому розчині, %:

$$g_{cp} = \frac{G_{cp}}{G_{c1f}} \cdot 100\% = \frac{1,933 \cdot 10^{-3}}{0,032} \cdot 100\% = 6,136\% .$$

Отримане значення не перевищує допустиме (8,2%) отже вибрана мембрана задовольняє умову задовільної селективності і перерахунок робити не потрібно.

Проводимо уточнений розрахунок площі поверхні мембрани:

Концентрація солі в пермеаті:

в першій секції:

$$x_{2f} = (1 - R) \cdot x_{1f} = (1 - 0,956) \cdot 0,75 = 0,033 \text{ мас. \%}.$$

в останній секції:

$$x_{2r} = (1 - R) \cdot x_{1r} = (1 - 0,956) \cdot 2,994 = 0,131 \text{ мас. \%}.$$

Концентрація солі біля поверхні мембрани з боку розчину, що розділяється:

в першій секції:

$$x_{3f} = \frac{x_{2f}}{1 - R_{\text{int}}} = \frac{0,033}{1 - 0,973} = 1,204 \text{ мас. \%}.$$

в останній секції:

$$x_{3r} = \frac{x_{2r}}{1 - R_{\text{int}}} = \frac{0,131}{1 - 0,973} = 4,808 \text{ мас. \%}.$$

Для цих значень концентрації за даними додатку Б визначаємо осмотичні тиски:

$$\pi_{2f} = 0,013 \text{ МПа};$$

$$\pi_{2r} = 0,05 \text{ МПа}$$

$$\pi_{3f} = 0,463 \text{ МПа}$$

$$\pi_{3r} = 2,101 \text{ МПа}.$$

Питома продуктивність мембрани за розділюванням розчином:

в першій секції:

$$G_f = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_{3f} - \pi_{2f}}{\Delta p}\right) = 0,0023 \cdot \left(1 - \frac{0,463 - 0,013}{5,3}\right) = 2,105 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

в останній секції:

$$G_r = G_0 \cdot \left(1 - \frac{\pi_{3r} - \pi_{2r}}{\Delta p}\right) = 0,0023 \cdot \left(1 - \frac{2,101 - 0,05}{5,3}\right) = 1,41 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Константи системи:

в першій секції:

$$C_f = \frac{G_0 - G_f}{x_{1f}} = \frac{0,0023 - 2,105 \cdot 10^{-3}}{0,0075} = 0,026 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

в останній секції:

$$C_r = \frac{G_0 - G_r}{x_{1r}} = \frac{0,0023 - 1,41 \cdot 10^{-3}}{0,03} = 0,03 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Розбіжність між значеннями констант:

$$\frac{|C_f - C_r|}{C_r} \cdot 100\% = \frac{|0,026 - 0,03|}{0,03} \cdot 100\% = 12,39\% < 20\%.$$

Оскільки значення констант відрізняються менш, ніж на 25%, то припущення щодо лінійної залежності питомої продуктивності мембрани від концентрації підтверджується. В такому разі, враховуючи, що спостережуваний коефіцієнт розділення $R = 0,952 > 0,9$, площу поверхні мембрани розраховуємо за формулою (2.65).

При розрахунках за цією формулою використовуємо середнє арифметичне значення константи системи:

$$C = \frac{C_r + C_f}{2} = \frac{0,026 + 0,03}{2} = 0,028 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Тоді площа необхідна поверхні мембран становитиме:

$$F = \frac{L_f \cdot x_{1f}}{G_0} \left[-\frac{C}{G_0} \ln \left(\frac{(G_0 - C \cdot x_{1r}) \cdot x_{1f}}{(G_0 - C \cdot x_{1f}) \cdot x_{1r}} \right) + \frac{1}{x_{1f}} - \frac{1}{x_{1r}} \right] =$$

$$= \frac{4,2 \cdot 0,0075}{0,0023} \left[-\frac{0,028}{0,0023} \ln \left(\frac{(0,0023 - 0,028 \cdot 0,03) \cdot 0,0075}{(0,0023 - 0,028 \cdot 0,0075) \cdot 0,03} \right) + \frac{1}{0,0075} - \frac{1}{0,03} \right] = 1657 \text{ м}$$

Розбіжність між отриманим і раніше прийнятим значенням становить:

$$\frac{|1604 - 1657|}{1604} \cdot 100\% = 3,363 < 10\% .$$

Така розбіжність не значна тому потреби в перерахунку немає. Однак, розрахункова площа більша за раніше прийняту. Для усунення цієї невідповідності доцільно збільшити в третій та четвертій секціях кількість апаратів на один. Такі зміни не вплинуть на виконані розрахунки, а збільшена кількість апаратів в секціях забезпечить необхідну площу поверхні мембран.

Для розрахунку гідравлічного опору знайдемо значення осереднених параметрів:

$$w_1 = \frac{(w_{1f} + w_{1r})}{2} = \frac{(0,131 + 0,099)}{2} = 0,115 \text{ м/с.}$$

$$\rho_1 = \frac{(\rho_{1f} + \rho_{1r})}{2} = \frac{(1002 + 1018)}{2} = 1010 \text{ кг/м}^3.$$

$$v_1 = \frac{(v_{1f} + v_{1r})}{2} = \frac{(8,982 \cdot 10^{-7} + 8,647 \cdot 10^{-7})}{2} = 8,814 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с.}$$

При визначенні Δp_1 загальна довжина каналу дорівнює добутку висоти модуля, кількості модулів в апараті та числа секцій установки:

$$l = l_m \cdot n_m \cdot m = 1 \cdot 5 \cdot 7 = 35 \text{ м.}$$

За даними додатка Б визначаємо коефіцієнт кінематичної в'язкості пермеату: $v_2 = 9,182 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с.}$

Приймаємо такі значення коефіцієнтів гідравлічного опору:

коефіцієнт опору сітки-сепаратора $\xi_1 = 10$;

коефіцієнт опору дренажного матеріалу, $\xi_2 = 200$.

Гідравлічний опір в напірних каналах:

$$\Delta p_1 = \xi_1 \cdot \frac{48 \cdot v_1 \cdot \rho_1 \cdot l \cdot w_1}{d_e^2} = 10 \cdot \frac{48 \cdot 8,814 \cdot 10^{-7} \cdot 1010 \cdot 35 \cdot 0,115}{(1 \cdot 10^{-3})^2} = 1,723 \cdot 10^6 \text{ Па,}$$

Гідравлічний опір в дренажних каналах:

$$\begin{aligned} \Delta p_2 &= \xi_2 \cdot \frac{48 \cdot v_2 \cdot l_p^2 \cdot (G_f - G_r)}{d_e^3} = \\ &= 200 \cdot \frac{48 \cdot 9,182 \cdot 10^{-7} \cdot 1^2 \cdot (2,105 \cdot 10^{-3} - 1,41 \cdot 10^{-3})}{(1 \cdot 10^{-3})^3} = 6,122 \cdot 10^3 \text{ Па.} \end{aligned}$$

Сумарний гідравлічний опір (всі величини підставляємо в Паскалях):

$$\Delta p_p = \Delta p + 1,1 \cdot \Delta p_1 + \Delta p_2 = 5,2 \cdot 10^6 + 1,1 \cdot 1,723 \cdot 10^6 + 6,122 \cdot 10^3 = 7,201 \cdot 10^6 .$$

Напір насоса становить:

$$H = \frac{\Delta p_p}{\rho_{1f} \cdot g} = \frac{7,201 \cdot 10^6}{1002 \cdot 9,81} = 732,7 \text{ м.}$$

Значення напору дозволить підібрати насос за відомими методиками.

3 МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ УЛЬТРАФІЛЬТРАЦІЙНОГО АПАРАТА

3.1 Мета розрахунку

Метою розрахунку ультрафільтраційного апарата є визначення площі поверхні мембрани, головних розмірів апарата та його гідравлічного опору.

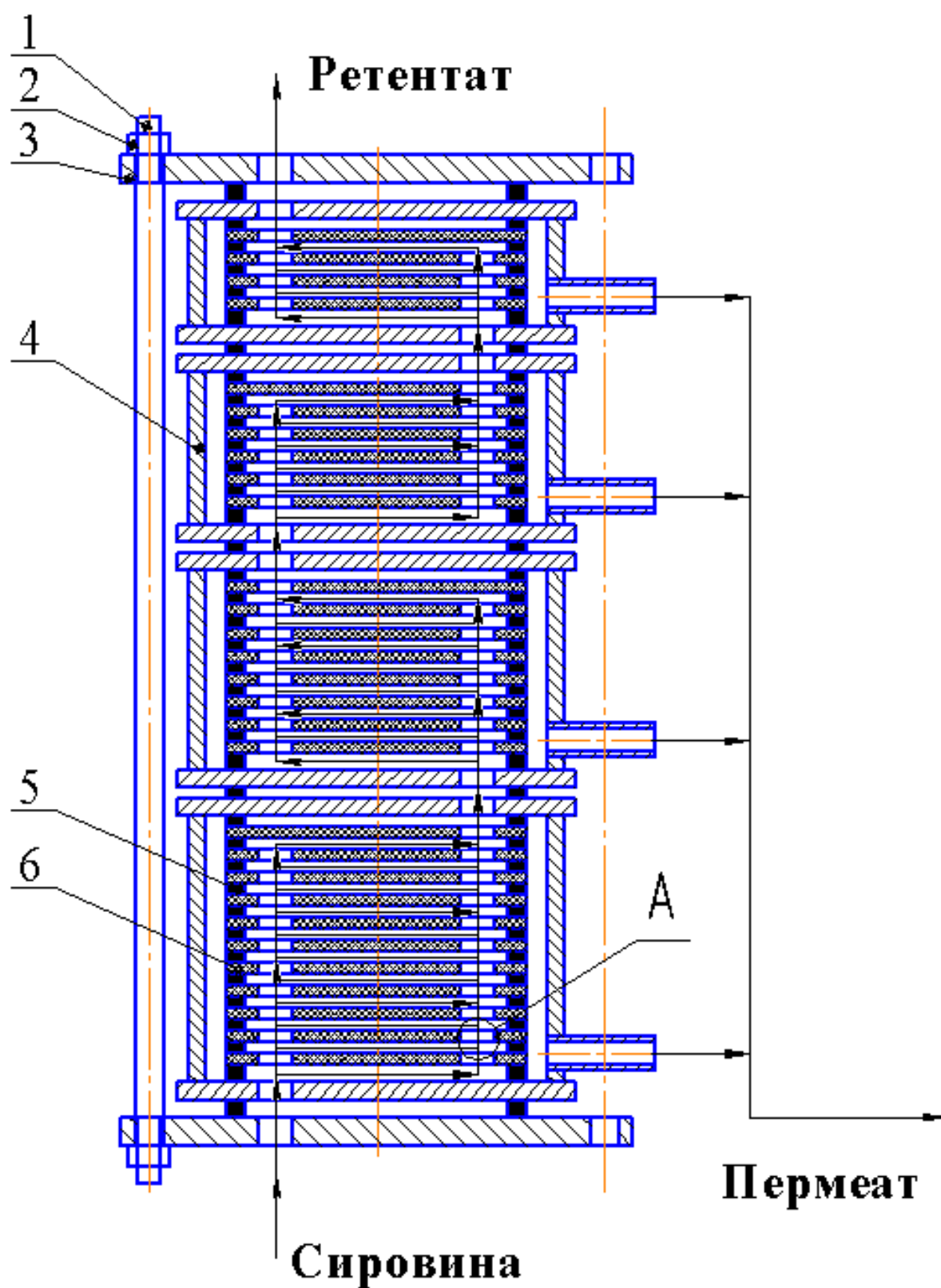
3.2. Опис конструкції ультрафільтраційного апарата

Для проведення процесу ультрафільтрації з невеликим витратами пермеату доцільно використовувати плоскорамні мембранні апарати (рисунок 3.1) [4, 5].

Апарат має вигляд вертикальної колони, що складається з кількох секцій, що стягнені фланцями 3 за допомогою шпильок 2 та гайок 1. Кожна секція є пакетом мембранних елементів 6, що встановлені по чергово з прокладками 5 та розміщаються в циліндричній обичайці 4. Між мембранними елементами розміщена сітка сепаратор. Переточні отвори у всіх мембранних елементах даної секції збігаються. Кількість елементів у кожній секції за рухом розчину в апараті для забезпечення сталості швидкості зменшується.

Мембранний елемент (рисунок 3.2 [4, 5]) складається з двох мембран 1, що покладені на підкладки 2 з макропористого матеріалу, між якими розміщено дренажний матеріал 4. Для запобігання вдавлювання мембрани та підкладки до дренажного матеріалу між підкладками та дренажем розміщують кільця 3 з тонкого жорсткого матеріалу. Мембрани, що розташовані з обох боків дренажного шару, приклеюють одна до одної по периферії переточних отворів.

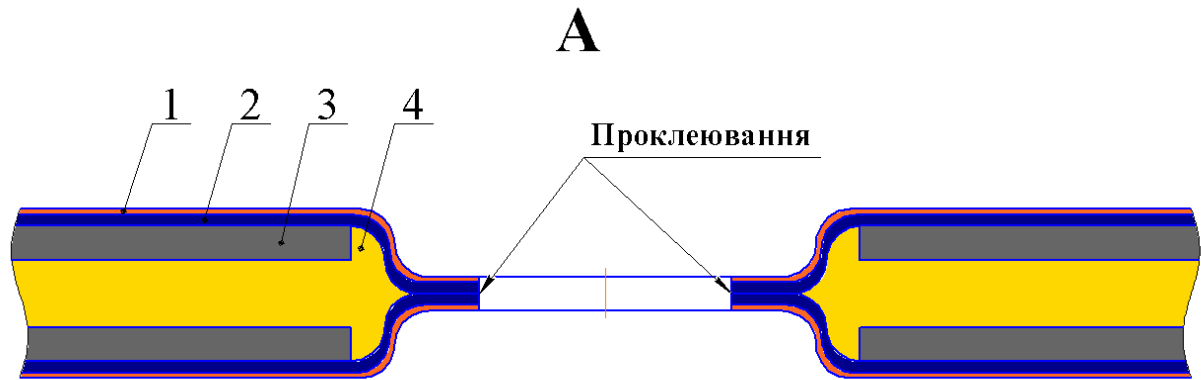
Роздільований розчин надходить до апарата крізь штуцер у нижньому фланці та послідовно проходить всі секції. У кожній секції розчин рухається паралельними потоками по міжмембранних каналах.



1 – шпилька; 2 – гайка; 3 – обичайка;

5 – прокладка; 6 – мембранный элемент

Рисунок 3.1 –Схема ультрафільтраційного апарата



1 – мембрана; 2 – підкладка; 3 – кільце; 4 – дренажний матеріал

**Рисунок 3.2 – Схема мембранного елемента
(виносний елемент А на рисунку 3.1)**

Розчин, що пройшов вздовж мембрани, збирається у кільцевому колекторі секції та надходить до першого колектора наступної секції. Ретентат виходить з апарата крізь штуцер верхнього фланця. Пермеат рухається по каналах, утворених дренажними сітками, в радіальному напрямку та відводиться крізь зливні патрубки кожної секції

3.3 Вихідні дані

Для розрахунку мембранного ультрафільтраційного апарату повинні бути задані такі величини:

- найменування розчину, що розділяється;
- масові витрати розчину, що розділяється, L_f , кг/с;
- початкова концентрація розчину, що розділяється, x_{1f} , мас. %;
- кінцева концентрація розчину, що розділяється, x_{1r} , мас. %;
- допустима концентрація розчиненої речовини у пермеаті $[x_2]$, мас. %;
- вміст неорганічних солей в розчині, x_c , мас. %;
- тип апарата (плоскорамний);
- матеріал мембрани (ацетат целюлози);

- перепад тиску на мембрані, Δp , МПа;
- температура розчину, t , °С.

Завдання для розрахунку наведено в додатку Д.

3.4 Алгоритм розрахунку

Розрахунок виконується методом послідовних наближень і для зручності розбивається на блоки. Алгоритм розрахунку складений відповідно до методики, наведеної в [4, 5].

3.4.1 Вибір мембрани

Як і у випадку зворотного осмосу вибір доцільно обирати ацетатцелюлозні мембрани.

Характеристики деяких ацетатцелюлозних мембран для ультрафільтрації наведена в таблиці 3.1. Характеристики деяких високомолекулярних сполук наведені в таблиці 3.2.

Таблиця 3.1 – Характеристики деяких ацетатцелюлозних мембран для ультрафільтрації

Тип мембрани	УАМ-30	УАМ-50	УАМ-100	УАМ-150
Середній діаметр пор $d_{pore} \cdot 10^9$ м	3	5	10	15
Константа проникненості по чистій воді, A , кг/(м ² ·с·МПа)	0,0015	0,0033	0,017	0,037
Тип мембрани	УАМ-175	УАМ-200	УАМ-300	УАМ-500
Середній діаметр пор $d_{pore} \cdot 10^9$ м	17,5	20	30	45
Константа проникненості по чистій воді, A , кг/(м ² ·с·МПа)	0,065	0,075	0,134	0,370

Таблиця 3.2 – Характеристика деяких високомолекулярних сполук

Найменування сполуки	Молекулярна маса	Діаметр молекули $d_{mol} \cdot 10^9$	Коефіцієнт дифузії у воді $D \cdot 10^{11} \text{ м}^2/\text{с}$
Яєчний альбумін	45000	4,9	7,8
Сироватковий альбумін	66000	6,4	6,1
Ацилаза	76500	7,0	7,0
γ_2 -б-глобулін	160000	9,5	3,8
Каталаза	246000	10,4	4,1

Для розрахунку характеристичного коефіцієнта розділення мембрани за даною високомолекулярною сполукою (ВМС) використовують дані про розміри пор у мембранах та про розміри молекул, що наведені в таблиці 3.1 та в таблиці 3.2. Для цього користуються графіком, наведеному на рисунку 3.3, що побудований для інтервалу $d_{mol}/d_{pore} > 0,5$.

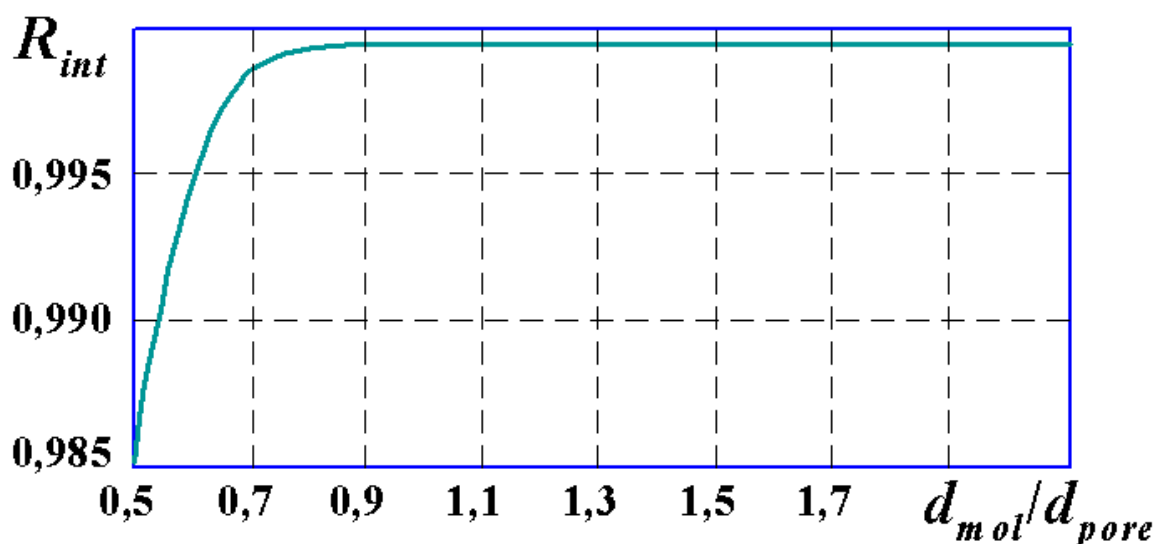


Рисунок 3.3 – Залежність характеристичного коефіцієнта розділення мембран за глобулярними ВМС від співвідношення діаметрів молекул та пор мембрани

Визначають ступінь концентрування розчину:

$$K = \frac{x_{1r}}{x_{1f}}. \quad (3.1)$$

Для найбільш продуктивної мембрани, для якої виконується умова $d_{mol}/d_{pore} > 0,5$ за графіком, представленим на рисунку 3.3, визначається характеристичний коефіцієнт розділення і розраховується концентрація розчиненої речовини в пермеаті, мас. % (мас. частка):

$$x_2 = x_{1f} \cdot \frac{1 - K^{\frac{R_{int} - 1}{R_{int}}}}{1 - K^{-\frac{1}{R_{int}}}}. \quad (3.2)$$

Перевіряється умова:

$$x_2 \leq [x_2]. \quad (3.3)$$

Якщо умова (3.3) не виконується, вибирається наступна за продуктивністю мембрана з більшою продуктивністю (таблиця 3.1) і повторюється розрахунок за формулою (3.2) до виконання умови (3.3). Найбільш продуктивна мембрана, для якої виконалася умова (3.3) приймається для подальших розрахунків, зокрема в подальших розрахунках використовується значення константи проникненості A , яке необхідно визначити за таблицею 3.1.

3.4.2 Наближений розрахунок площі поверхні мембрани

Визначається питома продуктивність мембрани по воді, $\text{кг}/(\text{м}^2/\text{с})$:

$$G_0 = A \cdot \Delta p. \quad (3.4)$$

де A – константа проникненості мембрани по чистій воді (таблиця 3.1), $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{МПа})$.

Визначаються фізичні властивості розчину – ρ_c та ν_c за таблицями додатку Б за значенням концентрації неорганічних солей x_c . Також визначається коефіцієнт кінематичної в'язкості води – μ – за таблицею додатка В [8].

Визначається питома продуктивність мембрани по розчину, кг/(м²/с):

$$G = G_0 \cdot \frac{G_0 \cdot \mu}{\rho_c \cdot v_c} \quad (3.5)$$

Витрата пермеату, кг/с:

$$L_p = L_f \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{R_{\text{int}}}} \right) \quad (3.6)$$

Витрата ретентату, кг/с:

$$L_r = L_f - L_p \quad (3.7)$$

Наближене значення робочої поверхні мембрани, м²:

$$F = \frac{L_p}{G} \quad (3.8)$$

Як і у випадку розрахунку апарата зворотного осмосу знайдене значення площі поверхні мембрани підлягає уточненню.

3.4.3 Вибір апарата та визначення його основних розмірів

Для проведення процесу ультрафільтрації при невеликих (до 1 кг/с) продуктивностей доцільно використовувати плоскорамні мембранні апарати.

При виборі розмірів апарата геометричні розміри зазвичай приймають з наступних рекомендацій [4]:

- ширина мембранного полотна, $b_m - 0,4..1$ м;
- товщина сітки-сепаратора, $\delta_c - 0,5$ мм;
- товщина дренажного шару, $\delta_d - 0,4$ мм;
- товщина мембрани, $\delta_l - 0,1$ мм;
- ширина ущільнювального кільця, $b_k - 0,025$ м;
- товщина дренажного кільця, $\delta_k - 0,1$ мм;
- діаметр переточного отвору, $d_p - 0,02..0,1$ м.

При розрахунках всі геометричні розміри необхідно підставляти в розрахункові формули в метрах.

Діаметр робочої частини мембрани, м:

$$d_m = b_m - 2 \cdot b_k \quad (3.9)$$

Площа поверхні одного елемента, який складається з двох мембран, м²:

$$F_e = \frac{\pi}{2} (d_m^2 - d_p^2). \quad (3.10)$$

Кількість елементів в апараті:

$$n_e = \frac{F}{F_e}. \quad (3.11)$$

Мембранні елементи необхідно раціонально розташувати в апараті, для чого проводиться процедура секціювання.

3.4.4 Секціювання апарата

Секціювання проводять, виходячи з потреби забезпечення однакових витрат розчину, що розділяється, в усіх перерізах апарата.

Витрати пермеату в одному мембранному елементі, кг/с:

$$L_{pe} = \frac{L_p}{n_e}. \quad (3.12)$$

Для визначення кількості апаратів в секціях необхідно визначити величину припустимого значення витрат q . Як зазначалося в підрозділі 1.4, для плоскорамних апаратів для визначення цієї величини необхідно задатися рядом її значень (зазвичай – 1,1; 1,2; 1,4; 1,6). Для кожного значення визначають кількість апаратів в першій секції:

$$n_1 = \frac{L_f (1 - 1/q)}{L_{pe}}. \quad (3.13)$$

Кількість апаратів в наступних секціях:

$$n_i = \frac{n_1}{q^{i-1}}. \quad (3.14)$$

Співвідношення витрат в першій і останній секції:

$$\frac{L_1}{L_m} = \frac{n_1 + q^{m-1}}{n_1 + 1}. \quad (3.15)$$

де m – кількість секцій.

За результатами розрахунків будується графік залежності $L_1/L_m = f(q)$ і проводиться з початку координат під кутом 45° як показано на рисунку 1.4. З рисунка знаходиться значення q' , яке збільшується на 10-20% і проводиться повторне секціювання з цим значенням (як варіант – вибрати найближче більше значення q з обраного ряду [3]). При цьому необхідно надлишок або нестачу елементів в секціях розподілити між першими секціями і уточнити витрати в першій і останній секції:

$$L_1 = \frac{L_f \cdot (1 + 1/q)}{2 \cdot (n_1 + 1)}. \quad (3.16)$$

$$L_m = \frac{L_f \cdot (1 + 1/q)}{2 \cdot (n_m + 1) \cdot q^{m-1}}. \quad (3.17)$$

$$z = \frac{L_1}{L_m}. \quad (3.18)$$

Правильність перерозподілу елементів перевіряють за відхиленням величини z від співвідношення витрат в першій і останній секції, розрахованої за формулою (3.15) без перерозподілу нестачі чи надлишку елементів. Якщо відхилення перевищує 10%, то нестачу або надлишок елементів необхідно розподілити інакшим чином.

3.4.5 Розрахунок спостережуваного коефіцієнта розділення

Розрахунок проводиться за аналогією до пункту 2.4.6. При цьому швидкості визначаються таким чином.

Середня ширина колового перерізу елемента, м:

$$b = \frac{\pi \cdot d_m}{4}. \quad (3.19)$$

Середня швидкість, м/с:

в першій секції

$$w_1 = \frac{L_1}{\rho_c \cdot \delta_c \cdot b}. \quad (3.20)$$

в останній секції:

$$w_m = \frac{L_m}{\rho_c \cdot \delta_c \cdot b}. \quad (3.21)$$

Критерій Шмідта визначається за коефіцієнтом дифузії для даної високомолекулярної сполуки, значення якого наведені в таблиці 3.2, та коефіцієнтом кінематичної в'язкості, значення якого визначалося в пункті 3.4.2.

Подальші розрахунки проводяться за аналогією з апаратом зворотного осмосу за формулами (2.34) – (2.51).

За отриманим значенням спостережуваного коефіцієнта розділення визначається концентрація розчиненої речовини в пермеаті:

$$x_2 = x_{1f} \cdot \frac{1 - K^{\frac{R-1}{R}}}{1 - K^{-\frac{1}{R}}}. \quad (3.22)$$

Якщо розраховане значення концентрації в пермеаті перевищує допустиме, необхідно вибрати більш селективну мембрану і повторити розрахунок починаючи з пункту 3.4.2.

3.4.6 Уточнений розрахунок поверхні мембран

Витрата пермеату кг/с:

$$L_p = L_f \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{R}} \right). \quad (3.23)$$

Робоча поверхня мембрани, м²:

$$F = \frac{L_p}{G}. \quad (3.24)$$

Якщо розбіжність значень площі поверхні перевищує 20%, то розрахунки необхідно повторити з новим значенням F , починаючи з формули (3.11)

3.4.7 Розрахунок гідравлічного опору

Гідравлічний опір потоку розділюваного розчину визначають за залежністю, Па:

$$\Delta p_1 = \xi_1 \cdot \frac{48 \cdot v_c \cdot \rho_c \cdot l \cdot w}{d_e^2}. \quad (3.25)$$

де ξ_1 – коефіцієнт гідравлічного опору, $\xi_1 = 4..7$.

Гідравлічний опір потоку пермеату:

$$\Delta p_2 = \xi_2 \cdot \frac{12 \cdot v_c \cdot G \cdot d_m^2}{d_e^3}. \quad (3.26)$$

де ξ_2 - коефіцієнт гідравлічного опору, $\xi_2 = 75..125$.

При визначенні Δp_1 загальну довжину каналу, по якому проходить розділюваний розчин, знаходять як добуток діаметра мембранного елемента d_m на число секцій m . Еквівалентний діаметр $d_e = 2 \cdot \delta_c$, швидкість розчину $w = (w_1 + w_2)/2$.

При визначенні Δp_2 , еквівалентний діаметр $d_e = 2 \cdot \delta_d$.

Тиск, який повинен розвивати насос, визначається за формулою, Па:

$$\Delta p_p = \Delta p + 1,1 \cdot \Delta p_1 + \Delta p_2. \quad (3.27)$$

Напір насоса, м:

$$H = \frac{\Delta p_p}{\rho_c \cdot g}. \quad (3.28)$$

Підбір насоса здійснюється за методикою, наведеною в [5].

3.5 Приклад розрахунку ультрафільтраційного апарата

Вихідні дані:

В ультрафільтрації апараті проходить концентрування $L_f = 0,175$ кг/с розчину сироваткового альбуміну від концентрації $x_{1f} = 0,0162$ мас. %, до концентрації $x_{1r} = 0,185$ мас. %. Допустима концентрація в пермеаті $[x_2] = 0,0025$ мас.%. Розчин містить $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$ концентрацією $x_c = 5,25$ мас.%.
Температура розчину – 25°C.
Матеріал мембрани – ацетат целюлози.
Тип апарата – плоскорамний.
Робочий перепад тиску $\Delta p = 0,2$ МПа.

Визначити площу поверхні мембран та гідравлічний опір.

Розрахунок

Спершу визначимо ступінь концентрування:

$$K = \frac{x_{1r}}{x_{1f}} = \frac{0,185}{0,016} = 11,42.$$

Для заданого розчину (сироваткового альбуміну) діаметр молекул становить $d_{mol} = 6,4 \cdot 10^{-9}$ м, а коефіцієнт дифузії $D = 6,1 \cdot 10^{-6}$ м²/с.

Для наведених в таблиці 3.1 мембран умова $d_{mol}/d_{pore} > 0,5$ виконується для мембран марок УАМ-30 ($d_{mol}/d_{pore} = 2,133$), УАМ-50 ($d_{mol}/d_{pore} = 1,28$) та УАМ-100 ($d_{mol}/d_{pore} = 0,64$). Розглянемо мембрану УАМ-50¹. За графіком на рисунку 3.3 визначаємо значення характеристичного коефіцієнта розділення $R_{int} = 0,999$. Тоді концентрація в пермеаті становитиме:

$$R_{int} = x_{1f} \cdot \frac{1 - K^{\frac{R_{int}-1}{R_{int}}}}{1 - K^{\frac{-1}{R_{int}}}} = 0,016 \cdot \frac{1 - 11,42^{\frac{0,992-1}{0,992}}}{1 - 11,42^{\frac{-1}{0,992}}} = 3,447 \cdot 10^{-4} \text{ мас. \%}.$$

Така концентрація набагато менша допустимої ($[x_2] = 0,0025$ мас.%), отже дана мембрана може бути використана для подальших розрахунків.

З таблиці 3.1 знаходимо значення константи проникнення чистого розчинника $A = 0,0033$ кг/(м²·с·МПа). Тоді питома продуктивність мембрани по воді становитиме:

$$G_0 = A \cdot \Delta p = 0,0033 \cdot 0,2 = 6,6 \cdot 10^{-4} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}.$$

За даним додатків Б та В знаходимо фізичні властивості розчину:

$$\rho_{1c} = 1037 \text{ кг/м}^3;$$

$$\nu_{1c} = 8,577 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Також визначаємо в'язкість води:

$$\mu = 902 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Далі визначаємо продуктивність мембрани по чистому розчину:

¹ В прикладі наведена остання ітерація розрахунку. На попередньому етапі розрахунку було встановлено, що більш продуктивна мембрана УАМ-100 не задовольняє умові достатньої селективності.

$$G = \frac{G_0 \cdot \mu}{\rho_c \cdot v_c} = \frac{6,6 \cdot 10^{-3} \cdot 902 \cdot 10^{-6}}{1037 \cdot 8,577 \cdot 10^{-7}} = 6,693 \cdot 10^{-4} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}.$$

Витрата пермеату:

$$L_p = L_f \cdot \left(1 - K^{\frac{-1}{R_{\text{int}}}} \right) = 0,175 \cdot \left(1 - 11,42^{\frac{-1}{9,999}} \right) = 0,16 \text{ кг/с}.$$

Витрата ретентату:

$$L_r = L_f - L_p = 0,175 - 0,16 = 0,015 \text{ кг/с}.$$

Наближене значення робочої поверхні мембрани:

$$F = \frac{L_p}{G} = \frac{0,16}{6,693 \cdot 10^{-4}} = 238,62 \text{ м}^2.$$

Для визначення площі поверхні мембранного елемента виберемо такі параметри мембрани:

- ширина мембранного полотна, $b_m = 0,8 \text{ м}$.
- товщина сітки сепаратора, $\delta_c = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}$;
- товщина дренажного шару, $\delta_d = 0,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$;
- товщина мембрани, $\delta_1 = 0,1 \cdot 10^{-3} \text{ м}$;
- ширина ущільнювального кільця, $b_k = 0,025 \text{ м}$;
- товщина дренажного кільця, $\delta_k = 0,1 \cdot 10^{-3} \text{ м}$;
- діаметр переточного отвору, $d_p = 0,05 \text{ м}$.

Діаметр робочої частини мембрани:

$$d_m = b_m - 2 \cdot b_k = 0,8 - 2 \cdot 0,025 = 0,75 \text{ м}.$$

Площа поверхні одного елемента, який складається з двох мембран:

$$F_e = \frac{\pi}{2} \cdot (d_m^2 - d_p^2) = \frac{3,14}{2} \cdot (0,75^2 - 0,05^2) = 0,887 \text{ м}^2.$$

Кількість елементів в апараті:

$$n_e = \frac{F}{F_e} = \frac{238,62}{0,887} = 268,87.$$

Приймаємо кількість елементів $n_e = 269$.

Проведемо секціювання апарата. Визначимо витрати пермеату в одному мембранному елементі:

$$L_{pe} = \frac{L_p}{n_e} = \frac{0,16}{269} = 5,937 \cdot 10^{-4} \text{ кг/с.}$$

Задаємося рядом значень коефіцієнта припустимого зменшення витрат 1,1, 1,2, 1,4, 1,6.

Проведемо секціювання апарата для випадку $q = 1,1$. Кількість апаратів в першій секції дорівнює:

$$n_1 = \frac{L_f \cdot (1 - 1/q)}{L_{pe}} = \frac{0,175 \cdot (1 - 1/1,1)}{5,937 \cdot 10^{-4}} = 26,79 \approx 27.$$

Тоді в наступних секціях кількість апаратів становитиме:

$$n_2 = \frac{n_1}{q^{2-1}} = \frac{27}{1,1^{2-1}} = 24,55 \approx 26,$$

$$n_3 = \frac{n_1}{q^{3-1}} = \frac{27}{1,1^{3-1}} = 22,31 \approx 22,$$

$$n_4 = \frac{n_1}{q^{4-1}} = \frac{27}{1,1^{4-1}} = 20,29 \approx 20,$$

$$n_5 = \frac{n_1}{q^{5-1}} = \frac{27}{1,1^{5-1}} = 18,44 \approx 18,$$

$$n_6 = \frac{n_1}{q^{6-1}} = \frac{27}{1,1^{6-1}} = 16,76 \approx 17,$$

$$n_7 = \frac{n_1}{q^{7-1}} = \frac{27}{1,1^{7-1}} = 15,24 \approx 15,$$

$$n_8 = \frac{n_1}{q^{8-1}} = \frac{27}{1,1^{8-1}} = 13,86 \approx 14,$$

$$n_9 = \frac{n_1}{q^{9-1}} = \frac{27}{1,1^{9-1}} = 12,60 \approx 13,$$

$$n_{10} = \frac{n_1}{q^{10-1}} = \frac{27}{1,1^{10-1}} = 11,45 \approx 11,$$

$$n_{11} = \frac{n_1}{q^{11-1}} = \frac{27}{1,1^{11-1}} = 10,41 \approx 10,$$

$$n_{12} = \frac{n_1}{q^{12-1}} = \frac{27}{1,1^{12-1}} = 9,463 \approx 9,$$

$$n_{13} = \frac{n_1}{q^{13-1}} = \frac{27}{1,1^{13-1}} = 8,603 \approx 9,$$

$$n_{14} = \frac{n_1}{q^{14-1}} = \frac{27}{1,1^{14-1}} = 7,821 \approx 8,$$

$$n_{15} = \frac{n_1}{q^{15-1}} = \frac{27}{1,1^{15-1}} = 7,110 \approx 7,$$

$$n_{16} = \frac{n_1}{q^{16-1}} = \frac{27}{1,1^{16-1}} = 6,463 \approx 6,$$

$$n_{17} = \frac{n_1}{q^{17-1}} = \frac{27}{1,1^{17-1}} = 5,876 \approx 6,$$

$$n_{18} = \frac{n_1}{q^{18-1}} = \frac{27}{1,1^{18-1}} = 5,342 \approx 5,$$

$$n_{19} = \frac{n_1}{q^{19-1}} = \frac{27}{1,1^{19-1}} = 4,856 \approx 5,$$

$$n_{20} = \frac{n_1}{q^{20-1}} = \frac{27}{1,1^{20-1}} = 4,415 \approx 4,$$

$$n_{21} = \frac{n_1}{q^{21-1}} = \frac{27}{1,1^{21-1}} = 4,013 \approx 4,$$

$$n_{22} = \frac{n_1}{q^{22-1}} = \frac{27}{1,1^{22-1}} = 3,645 \approx 4,$$

$$n_{23} = \frac{n_1}{q^{23-1}} = \frac{27}{1,1^{23-1}} = 3,316 \approx 3,$$

$$n_{24} = \frac{n_1}{q^{24-1}} = \frac{27}{1,1^{24-1}} = 3,015 \approx 3,$$

$$n_{25} = \frac{n_1}{q^{25-1}} = \frac{27}{1,1^{25-1}} = 2,741 \approx 3.$$

Сумарна кількість елементів в секціях становить 269. Тоді співвідношення середніх витрат в першій і останній секції становитиме:

$$\frac{L_1}{L_m} = \frac{n_1 + q^{m+1}}{n_1 + 1} = \frac{27 + 1,1^{25-1}}{27 + 1} = 1,316.$$

Аналогічний розрахунок проводимо для $q = 1,2$.

$$n_1 = \frac{L_f \cdot (1 - 1/q)}{L_{pe}} = \frac{0,175 \cdot (1 - 1/1,2)}{5,937 \cdot 10^{-4}} = 49,13 \approx 50,$$

$$n_2 = \frac{n_1}{q^{2-1}} = \frac{50}{1,2^{2-1}} = 41,67 \approx 42,$$

$$n_3 = \frac{n_1}{q^{3-1}} = \frac{50}{1,2^{3-1}} = 34,72 \approx 35,$$

$$n_4 = \frac{n_1}{q^{4-1}} = \frac{50}{1,2^{4-1}} = 28,94 \approx 29,$$

$$n_5 = \frac{n_1}{q^{5-1}} = \frac{50}{1,2^{5-1}} = 24,11 \approx 24,$$

$$n_6 = \frac{n_1}{q^{6-1}} = \frac{50}{1,2^{6-1}} = 20,09 \approx 20,$$

$$n_7 = \frac{n_1}{q^{7-1}} = \frac{50}{1,2^{7-1}} = 16,75 \approx 17,$$

$$n_8 = \frac{n_1}{q^{8-1}} = \frac{50}{1,2^{8-1}} = 13,95 \approx 14,$$

$$n_9 = \frac{n_1}{q^{9-1}} = \frac{50}{1,2^{9-1}} = 11,63 \approx 12,$$

$$n_{10} = \frac{n_1}{q^{10-1}} = \frac{50}{1,2^{10-1}} = 9,69 \approx 10,$$

$$n_{11} = \frac{n_1}{q^{11-1}} = \frac{50}{1,2^{11-1}} = 8,075 \approx 8,$$

$$n_{12} = \frac{n_1}{q^{12-1}} = \frac{50}{1,2^{12-1}} = 6,729 \approx 7.$$

Загальна кількість елементів в секціях становить 268, тому додамо до першої секції один мембранний елемент. В такому разі співвідношення витрат в першій і останній секції становитиме:

$$\frac{L_1}{L_m} = \frac{n_1 + q^{m+1}}{n_1 + 1} = \frac{51 + 1,2^{9-1}}{51 + 1} = 1,0998.$$

Повторимо процедуру для випадку $q = 1,4$.

$$n_1 = \frac{L_f \cdot (1 - 1/q)}{L_{pe}} = \frac{0,175 \cdot (1 - 1/1,4)}{5,937 \cdot 10^{-4}} = 84,22 \approx 85,$$

$$n_2 = \frac{n_1}{q^{2-1}} = \frac{85}{1,4^{2-1}} = 60,71 \approx 61,$$

$$n_3 = \frac{n_1}{q^{3-1}} = \frac{85}{1,4^{3-1}} = 43,37 \approx 43,$$

$$n_4 = \frac{n_1}{q^{4-1}} = \frac{85}{1,4^{4-1}} = 30,98 \approx 31,$$

$$n_5 = \frac{n_1}{q^{5-1}} = \frac{85}{1,4^{5-1}} = 22,13 \approx 22,$$

$$n_6 = \frac{n_1}{q^{6-1}} = \frac{85}{1,4^{6-1}} = 15,80 \approx 16,$$

$$n_7 = \frac{n_1}{q^{7-1}} = \frac{85}{1,4^{7-1}} = 11,29 \approx 11.$$

Загальна кількість мембранних елементів в секціях становить 269. Тоді співвідношення витрат в першій і останній секціях становитиме:

$$\frac{L_1}{L_m} = \frac{n_1 + q^{m+1}}{n_1 + 1} = \frac{85 + 1,4^{7-1}}{85 + 1} = 1,076.$$

Насамкінець, проведемо розрахунок секціювання для значення $q = 1,6$.

$$n_1 = \frac{L_f \cdot (1 - 1/q)}{L_{pe}} = \frac{0,175 \cdot (1 - 1/1,6)}{5,937 \cdot 10^{-4}} = 110,54 \approx 111,$$

$$n_2 = \frac{n_1}{q^{2-1}} = \frac{111}{1,6^{2-1}} = 69,38 \approx 69,$$

$$n_3 = \frac{n_1}{q^{3-1}} = \frac{111}{1,6^{3-1}} = 43,36 \approx 43,$$

$$n_4 = \frac{n_1}{q^{4-1}} = \frac{111}{1,6^{4-1}} = 27,10 \approx 27,$$

$$n_5 = \frac{n_1}{q^{5-1}} = \frac{111}{1,6^{5-1}} = 16,92 \approx 17.$$

Сума мембранних елементів в секціях становить 267, отже додамо нестачу елементів до першої секції. Тоді отримаємо:

$$\frac{L_1}{L_m} = \frac{n_1 + q^{m+1}}{n_1 + 1} = \frac{111 + 1,6^{5-1}}{111 + 1} = 1,049.$$

За результатами розрахунків будуюмо графік і знаходимо значення q' (рисунок 3.4).

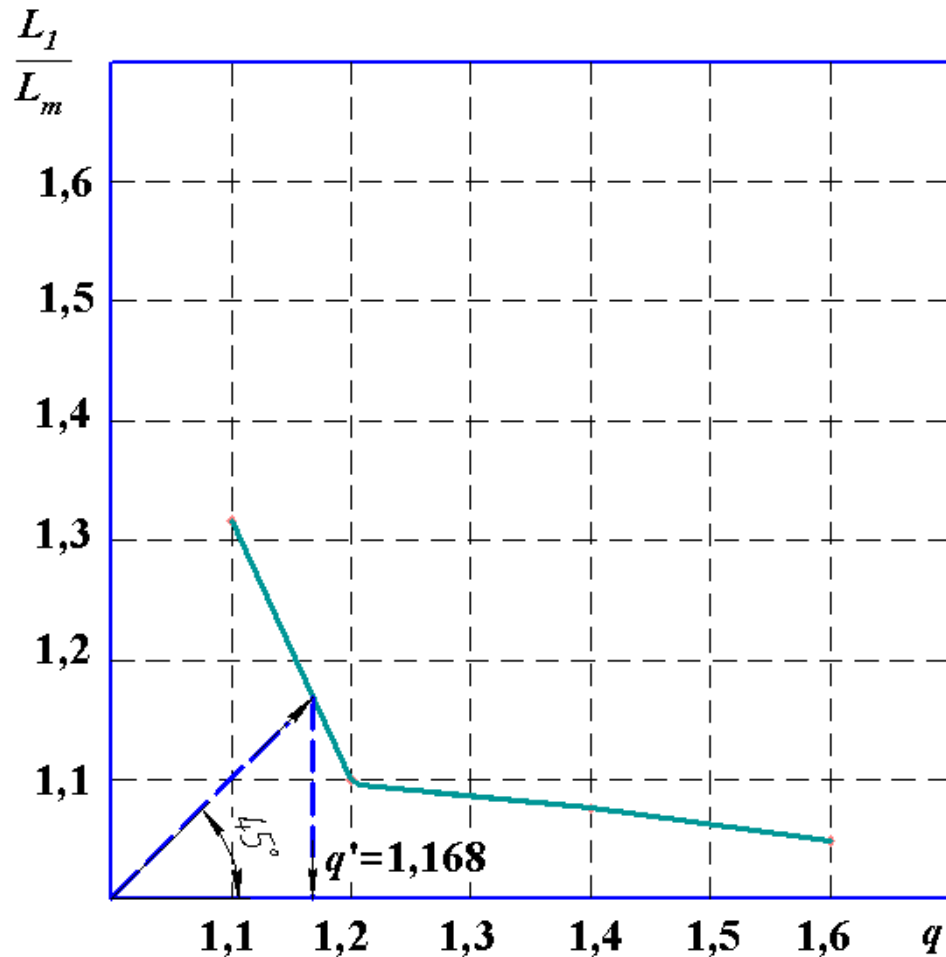


Рисунок 3.4 – Визначення значення q'

Оскільки, в якості робочого значення q доцільно брати більше, ніж значення q' , тому для подальших розрахунків приймемо $q = 1,4$. Перевіримо співвідношення витрат.

Витрати в першій секції:

$$L_1 = \frac{L_f \cdot (1 + 1/q)}{2 \cdot (n_1 + 1)} = \frac{0,175 \cdot (1 + 1/1,4)}{2 \cdot (85 + 1)} = 1,744 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с.}$$

Витрати в останній секції:

$$L_m = \frac{L_f \cdot (1 + 1/q)}{2 \cdot (n_m + 1) \cdot q^{m-1}} = \frac{0,175 \cdot (1 + 1/1,4)}{2 \cdot (11 + 1) \cdot 1,4^{7-1}} = 1,66 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с.}$$

Відношення цих величин:

$$\frac{L_1}{L_m} = \frac{1,744 \cdot 10^{-3}}{1,66 \cdot 10^{-3}} = 1,051.$$

Порівняємо це значення з раніше отриманим:

$$\frac{|1,051 - 1,076|}{1,051} \cdot 100\% = 2,351\%.$$

Отже, розбіжність витрат не перевищує 10%, тому остаточно приймаємо секціонування апарата, наведене в таблиці 3.3.

Таблиця 3.3 – Розподіл мембранних елементів в апараті за секціями

№	1	2	3	4	5	6	7	$\sum n_i$
n	85	61	43	31	22	16	11	269

Такі дані будемо використовувати при визначенні спостережуваного коефіцієнта розділення.

Визначаємо середню ширину колового перерізу елемента:

$$b = \frac{\pi \cdot d_m}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,75}{4} = 0,589 \text{ м.}$$

Тоді середня швидкість становитиме:

в першій секції:

$$w_1 = \frac{L_1}{\rho_c \cdot \delta_c \cdot b} = \frac{1,744 \cdot 10^{-3}}{1037 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 0,589} = 5,711 \cdot 10^{-3} \text{ м/с,}$$

в останній секції:

$$w_m = \frac{L_m}{\rho_c \cdot \delta_c \cdot b} = \frac{1,66 \cdot 10^{-3}}{1037 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 0,589} = 5,436 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

Еквівалентний діаметр:

$$d_e = 2 \cdot \delta_e = 2 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

Критерій Шмідта:

$$Sc = \frac{v_c}{D} = \frac{8,577 \cdot 10^{-7}}{6,1 \cdot 10^{-11}} = 1,406 \cdot 10^4.$$

Критерій Рейнольдса:

в першій секції:

$$Re_{1f} = \frac{w_1 \cdot d_e}{v_c} = \frac{5,711 \cdot 10^{-3} \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{8,577 \cdot 10^{-7}} = 6,658,$$

в останній секції:

$$Re_{1r} = \frac{w_m \cdot d_e}{v_c} = \frac{5,436 \cdot 10^{-3} \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{8,577 \cdot 10^{-7}} = 6,337.$$

Швидкість руху розчину в напрямку мембрани:

$$U = \frac{G}{\rho_c} = \frac{6,693 \cdot 10^{-4}}{1037} = 6,455 \cdot 10^{-7} \text{ м/с.}$$

Критерій Пекле:

$$Pe = \frac{U \cdot d_e}{D} = \frac{6,455 \cdot 10^{-7} \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{6,1 \cdot 10^{-11}} = 10,58.$$

Перевіримо умову застосування формули (2.41).

В першій секції:

$$Re_{1f} \cdot Sc \cdot \frac{d_e}{b} = 6,658 \cdot 1406 \cdot 10^4 \cdot \frac{1 \cdot 10^{-3}}{0,589} = 158,94,$$

В останній секції:

$$Re_{1r} \cdot Sc \cdot \frac{d_e}{b} = 6,337 \cdot 1406 \cdot 10^4 \cdot \frac{1 \cdot 10^{-3}}{0,432} = 151,3.$$

В обох випадках значення безрозмірного комплексу знаходиться в межах [100; 5000], отже для розрахунку критерію Шервуда використовуємо рівняння (2.41):

в першій секції:

$$Sh_{1f} = 1,67 \cdot Re_{1f}^{0,34} \cdot Sc^{0,33} \cdot \left(\frac{d_e}{b} \right)^{0,33} = 1,67 \cdot 6,658^{0,34} \cdot (1,406 \cdot 10^4)^{0,33} \cdot \left(\frac{1 \cdot 10^{-3}}{0,589} \right)^{0,33} = 9,065.$$

в останній секції:

$$Sh_{1r} = 1,67 \cdot Re_{1r}^{0,34} \cdot Sc^{0,33} \cdot \left(\frac{d_e}{b}\right)^{0,33} = 1,67 \cdot 6,337^{0,34} \cdot (1,406 \cdot 10^4)^{0,33} \cdot \left(\frac{1 \cdot 10^{-3}}{0,589}\right)^{0,33} = 8,914.$$

Коефіцієнт масовіддачі:

в першій секції:

$$\beta_{1f} = \frac{Sh_{1f} \cdot D}{d_e} = \frac{9,065 \cdot 6,1 \cdot 10^{-11}}{1 \cdot 10^{-3}} = 5,53 \cdot 10^{-7} \text{ м/с.}$$

в останній секції:

$$\beta_{1r} = \frac{Sh_{1r} \cdot D}{d_e} = \frac{8,914 \cdot 6,1 \cdot 10^{-11}}{1 \cdot 10^{-3}} = 5,437 \cdot 10^{-7} \text{ м/с.}$$

Комплекс (права частина рівняння (1.45)):

в першій секції:

$$\chi_{1f} = \frac{U}{2,3 \cdot \beta_{1f}} + \lg\left(\frac{1 - R_{\text{int}}}{R_{\text{int}}}\right) = \frac{6,455 \cdot 10^{-7}}{2,3 \cdot 5,53 \cdot 10^{-7}} + \lg\left(\frac{1 - 0,999}{0,999}\right) = -2,492,$$

в останній секції:

$$\chi_{1r} = \frac{U}{2,3 \cdot \beta_{1r}} + \lg\left(\frac{1 - R_{\text{int}}}{R_{\text{int}}}\right) = \frac{6,455 \cdot 10^{-7}}{2,3 \cdot 5,437 \cdot 10^{-7}} + \lg\left(\frac{1 - 0,999}{0,999}\right) = -2,483.$$

Спостережуваний коефіцієнт розділення:

в першій секції:

$$R_{1f} = \frac{1}{10^{\chi_{1f}} + 1} = \frac{1}{10^{-2,492} + 1} = 0,997,$$

в останній секції:

$$R_{1r} = \frac{1}{10^{\chi_{1r}} + 1} = \frac{1}{10^{-2,483} + 1} = 0,997.$$

Оскільки значення спостережуваного коефіцієнта розділення в першій і останній секції однакове, для подальших розрахунків приймаємо $R = 0,997$.

Тоді концентрація розчиненої речовини в пермеаті становитиме:

$$x_2 = x_{1f} \frac{1 - K^{\frac{1-R}{R}}}{1 - K^{\frac{-R}{R}}} = 0,016 \cdot \frac{1 - 11,42^{\frac{0,997-1}{0,997}}}{1 - 11,42^{\frac{-1}{0,997}}} = 1,4 \cdot 10^{-4} \text{ мас. \%}.$$

Це значення набагато менше за допустиме ($[x_2] = 0,0025$), отже обрана мембрана відповідає вимогам з селективності розділення. Тоді витрати пермеату становитимуть:

$$L_p = L_f \cdot \left(1 - K^{\frac{-1}{R}}\right) = 0,175 \cdot \left(1 - 11,42^{\frac{-1}{0,997}}\right) = 0,16 \text{ кг/с.}$$

Робоча площа поверхні мембрани:

$$F = \frac{L_p}{G} = \frac{0,16}{6,693 \cdot 10^{-4}} = 238,7 \text{ м}^2.$$

Отримане значення практично не відрізняється від раніше прийнятого, отже перерахунок робити не потрібно.

Переходимо до гідравлічного розрахунку:

Середнє значення швидкості в напірних каналах мембранного апарата:

$$w = \frac{w_1 + w_2}{2} = \frac{5,711 \cdot 10^{-3} + 5,343 \cdot 10^{-3}}{2} = 5,573 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

Загальна довжина напірних каналів в апараті:

$$l_1 = d_m \cdot m = 0,75 \cdot 7 = 5,25 \text{ м.}$$

Еквівалентний діаметр:

$$d_{e1} = 2 \cdot \delta_c = 2 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Приймемо значення коефіцієнта опору $\xi_1 = 7$. Тоді опір потоку розділюваного розчину становитиме:

$$\Delta p_1 = \xi_1 \cdot \frac{48 \cdot \nu_c \cdot \rho_c \cdot l_1 \cdot w}{d_{e1}^2} = 7 \cdot \frac{48 \cdot 8,577 \cdot 10^{-7} \cdot 1037 \cdot 5,25 \cdot 5,573 \cdot 10^{-3}}{1 \cdot 10^{-3}} = 8745 \text{ Па.}$$

Для потоку пермеату довжина каналу становитиме:

$$l_2 = \frac{d_m}{2} = \frac{0,75}{2} = 0,375 \text{ м.}$$

Еквівалентний діаметр в цьому випадку становитиме:

$$d_{e2} = 2 \cdot \delta_d = 2 \cdot 0,4 \cdot 10^{-3} = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Прийнявши значення коефіцієнта гідравлічного опору $\xi_2 = 125$, визначаємо опір потоку пермеату:

$$\Delta p_2 = \xi_2 \cdot \frac{12 \cdot v_c \cdot G \cdot d_m^2}{d_{e2}^3} = 125 \cdot \frac{12 \cdot 8,577 \cdot 6,693 \cdot 10^{-4} \cdot 0,75}{(0,8 \cdot 10^{-3})^3} = 946,1 \text{ Па.}$$

Тоді тиск, який повинен розвивати насос становитиме:

$$\Delta p_p = \Delta p + 1,1 \cdot \Delta p_1 + \Delta p_2 = 0,2 \cdot 10^6 + 1,1 \cdot 8745 + 946,1 = 0,2106 \cdot 10^6 \text{ Па.}$$

Напір насоса:

$$H = \frac{\Delta p_p}{\rho_c \cdot g} = \frac{0,2106 \cdot 10^6}{10379,81} = 20,7 \text{ м.}$$

Значення напору дозволить підібрати насос за відомими методиками.

4 РОЗРАХУНОК УСТАНОВКИ МЕМБРАННОГО РОЗДІЛЕННЯ ГАЗОВИХ СУМІШЕЙ

4.1 Мета розрахунку

Метою розрахунку установки мембранного розділення газової суміші є визначення площі поверхні .

4.2 Вихідні дані

Для розрахунку необхідні наступні дані:

- найменування суміші, що збагачується;
- склад початкової суміші;
- продуктивність за пермеатом, V_p , м³/год;
- кінцева концентрація цільового компонента (мольна частка), x_p ;
- тиск в напірному каналі, p_1 , Па;
- тиск в дренажному каналі, p_2 , Па;
- матеріал мембрани.

В навчальних цілях доцільно проводити розрахунки для збагачення киснем повітря, через наявність доступних даних щодо характеристик дифузійних мембран.

4.3 Алгоритм розрахунку

Розрахунок проводиться за методикою запропонованою в [5], яка ґрунтується на моделі ідеального витіснення в напірному каналі. Наслідком такого допущення є завищене значення площі поверхні мембран, однак, це забезпечує деякий «запас».

Кисень та азот відносяться до простих газів. Якщо такі гази утворюють суміш, то проникнення кожного з них через мембрану та перехід відбувається незалежно від інших компонентів газової суміші.

Селективність розділення визначається фактором розділення:

$$\alpha = \frac{K_{O_2}}{K_{N_2}}, \quad (4.1)$$

де K_{O_2} – константа проникнення за киснем, моль/(м²·с·Па);

K_{N_2} – константа проникнення за азотом, моль/(м²·с·Па).

Константи проникнення за киснем і азотом для деяких полімерних мембран наведені в таблиці 4.1 [5].

Таблиця 4.1 – Характеристики деяких газороздільних мембран [5]

Матеріал та товщина мембрани	$K_{O_2} \cdot 10^{10}$ моль/(м ² ·с·Па)	$K_{N_2} \cdot 10^{10}$ моль/(м ² ·с·Па)
Полідиметилсилоксан, 10 мкм	82	37
Полісилоксанакрилат, 2 мкм	298	149
Полікарбонат, 0,1 мкм	589	295
Полівінілтриметилсилан (ПВТМС), 0,2 мкм	707	198
Поліфеніленоксид, 0,05 мкм	1132	236

Концентрація кисню в ретентаті (всі концентрації необхідно підставляти в мольних частках):

$$x_r = \frac{x_p \cdot [1 + p_2 \cdot (1 - x_p) \cdot (\alpha - 1) / p_1]}{x_p + (1 - x_p) \cdot \alpha}. \quad (4.2)$$

Перевірка умови, за якої можливе одноступінчасте розділення:

$$p_1 \cdot x_r > p_2 \cdot x_p. \quad (4.3)$$

У разі невиконання умови (4.3) процес потрібно проводити в декілька стадій. Для цього діапазон концентарцій розбивають на декілька ділянок і розрахунок проводять для кожної ділянки.

Молярна витрата пермеату, моль/с:

$$L_p = \frac{V_p}{3,6 \cdot 22,4}. \quad (4.4)$$

Молярна витрата початкової суміші, моль/с:

$$L_f = L_p \cdot \frac{x_p - x_r}{x_f - x_r}. \quad (4.5)$$

Молярна витрата ретентату, моль/с:

$$L_r = L_f - L_p. \quad (4.6)$$

Робоча площа поверхні мембран, м²:

$$F = \frac{L_p \cdot x_p}{K_{O_2} \cdot (p_1 \cdot x_r - p_2 \cdot x_p)}. \quad (4.7)$$

Отримане значення площі поверхні слід округлити в більший бік до величини, кратної 5.

Завдання для розрахунку апарату мембранного розділення газових сумішей наведено в додатку Е.

4.4 Приклад розрахунку апарата мембранного газорозділення

Вихідні дані.

В газорозділювальному апараті проводиться збагачення повітря киснем з продуктивністю за збагаченим повітрям $V_p = 41 \text{ м}^3/\text{год}$. Кінцева концентрація кисню в пермеаті повинна становити $x_p = 34 \%$. Тиск в напірному каналі $p_1 = 1,17 \cdot 10^5$, тиск в дренажному каналі $p_2 = 1,09 \cdot 10^4$ Па. Початковий склад (в мольних частках) повітря прийняти $x_{O_2} = 0,21$, $x_{N_2} = 0,79$. Матеріал мембрани – полівінілтриметилсилан, 0,2 мкм

Визначити площу поверхні мембран.

Розрахунок.

Для заданої мембрани з таблиці 4.1 знаходимо значення констат проникнення за компонентами.

$$K_{O_2} = 707 \cdot 10^{-10} \text{ моль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па});$$

$$K_{N_2} = 198 \cdot 10^{-10} \text{ моль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}).$$

Тоді фактор розділення становитиме:

$$\alpha = \frac{K_{O_2}}{K_{N_2}} = \frac{707 \cdot 10^{-10}}{198 \cdot 10^{-10}} = 3,571.$$

Концентрація кисню в ретентаті:

$$\begin{aligned} x_r &= \frac{x_p \cdot [1 + p_2 \cdot (1 - x_p) \cdot (\alpha - 1) / p_1]}{x_p + (1 - x_p) \cdot \alpha} = \\ &= \frac{0,34 \cdot [1 + 1,09 \cdot 10^4 \cdot (1 - 0,34) \cdot (1 - 3,571) / 1,17 \cdot 10^5]}{0,34 + (1 - 0,34) \cdot 3,571} = 0,146. \end{aligned}$$

Перевірка умови, за якої можливе одноступінчасте розділення:

$$p_1 \cdot x_r = 1,17 \cdot 10^5 \cdot 0,146 = 1,708 \cdot 10^4 \text{ Па} > p_2 \cdot x_p = 1,09 \cdot 10^4 \cdot 0,34 = 3,706 \cdot 10^3 \text{ Па}.$$

Отже, кінцевий рівень концентрації кисню в пермеаті може бути отриманий за одну стадію процесу.

Молярна витрата пермеату:

$$L_p = \frac{V_p}{3,6 \cdot 22,4} = \frac{41}{3,6 \cdot 22,4} = 0,508 \text{ моль/с}.$$

Молярна витрата початкової суміші:

$$L_f = L_p \cdot \frac{x_p - x_r}{x_f - x_r} = 0,508 \cdot \frac{0,34 - 0,146}{0,21 - 0,146} = 1,541 \text{ моль/с}.$$

Молярна витрата ретентату:

$$L_r = L_f - L_p = 1,541 - 0,508 = 1,033 \text{ моль/с}.$$

Робоча площа поверхні мембрани:

$$F = \frac{L_p \cdot x_p}{K_{O_2} \cdot (p_1 \cdot x_r - p_2 \cdot x_p)} = \frac{0,508 \cdot 0,34}{707 \cdot 10^{-10} \cdot (1,17 \cdot 10^5 \cdot 0,34 - 1,09 \cdot 10^4 \cdot 0,146)} = 182,8 \text{ м}^2.$$

Приймаємо значення робочої площі поверхні мембран 185 м².

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Баромембранные процессы: Учебное пособие/Под ред. Г.И. Хараева. – Улан-Удэ. Изд-во ВСГТУ, 2005. – 126 с.
2. Радченко Л.Б. Моделювання процесів хімічної технології: Навч. посібн. / Л.Б. Радченко, І.О. Мікульонок. – К.: ВПІ ВПК «Політехніка», 2005. – Ч.1: Теоретичні основи. – 126 с.: іл. – Бібліогр. с. 124–125.
3. Мулдер М. Введение в мембранную технологию: Пер. с. англ. – М.: Мир, 1999. – 513 с., ил.
4. Алгоритм розрахунку мембранних апаратів зворотного осмосу та ультрафільтрації: Методичні вказівки до використання обчислювальної техніки в курсі «Машини та апарати хімічних виробництв» для спеціальності «Машини та апарати хімічних виробництв та підприємств будівельних матеріалів» (17.05.02) / Укл. І.О. Мікульонок. – К.: КПІ, 1995. – 64.
5. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Г.С. Борисов, В.П. Брыков, Ю. И. Дытнерский и др. Под ред. Ю. И. Дытнерского, 2-е изд., перераб и дополн. М.: Химия, 1991. – 496 с.
6. Shirazi S., Lin C.-J., Chen D. (2010), Inorganic fouling of pressure-driven membrane processes – A critical review, *Desalination*, 250, pp. 236-248.
7. Дытнерский Ю. И. Баромембранные процессы. Теория и расчет. – М.: Химия, 1986. 272 с.
8. Vrouwenvelder H. Biofouling of spiral wound membrane systems. PhD thesis Delft University of Technology, Delft, The Netherlands, 2009.
9. Baker R. W. Membrane technology and applications. – 2nd ed. – Chichester: John Wiley & Sons, 2004. – 2004.
10. Хванг С.-Т., Каммермейер К. Мембранные процессы разделения: Пер. с англ. Под ред. проф. Дытнерского Ю.И. – М.: Химия, 1981. – 464 с. ил.
11. Павлов К.Ф., Романков П. Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов/Под. ред. чл.-корр. АН СССР П.Г. Романкова. – 10-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1987. – 576 с. ил.

ДОДАТОК А

Характеристики іонів

Значення теплоти гідратації для деяких іонів наведена в таблиці А.1 [1, 4, 5, 7].

Таблиця А.1 – Хімічна теплота гідратації іонів при нескінченному розведенні в необмеженому об'ємі і температурі 25°C [4, 5]

Іон	Н, кДж/кмоль	Іон	Н, кДж/кмоль	Іон	Н, кДж/кмоль	Іон	Н, кДж/кмоль
Al^{3+}	4710	CO_3^{2-}	1352	HS^-	343	Pb^{2+}	1516
Ag^+	490	Co^{2+}	2089	I^-	281	Ra^{2+}	1298
Ba^{2+}	1340	Cr^{2+}	1884	In^{3+}	4162	Rb^{2+}	314
Be^{2+}	2516	Cs^+	281	K^+	339	S^{2-}	1340
Br^-	318	Cu^+	611	La^{3+}	3332	Sc^{3+}	4011
Ca^{2+}	1616	Cu^{2+}	2131	Li^+	532	Sn^{2+}	1587
Cd^{2+}	1838	F^-	486	Mg^{2+}	1955	SO_4^{2-}	1110
Ce^{3+}	3600	Fe^{2+}	1955	Mn^{2+}	1880	Sr^{2+}	14870
$\text{N}_2\text{H}_4\text{O}_2^-$	423	Fe^{3+}	4421	MnO_4^-	247	Sr^-	1340
Cl^-	352	Ga^{3+}	4735	Na^+	423	Te^{3+}	4237
ClO_3^-	289	H^+	1110	NH_4^+	327	Tl^+	343
ClO_4^-	226	H_3O^+	461	Ni^{2+}	237	Zn^{2+}	2077
CN^-	348	HCO_2^-	415	NO_2^-	410	Y^{3+}	3672
CNO^-	389	HCO_3^-	381	NO_3^-	310		
CNS^-	310	Hg^{2+}	1856	OH^-	511		

ДОДАТОК Б

Властивості розчинів електролітів

Властивості деяких розчинів електролітів наведено в таблиці Б.1 [1, 4, 5, 7].

Таблиця Б.1 – Фізико-хімічні властивості розчинів електролітів при 25°C

Концентрація		Осмотичний тиск π, МПа	Густина ρ, кг/м³	Кінематична в'язкість ν·10⁶, м²/с	Коефіцієнт дифузії D·10⁹, м²/с
моль/л	мас. %				
Хлорид барію (BaCl₂)					
0,1	2,0402	0,63	1018,0	0,9002	1,159
0,2	3,9989	1,24	1032,0	0,9053	1,150
0,3	5,8808	1,88	1050,0	0,9115	1,151
0,4	7,6903	2,53	1068,0	0,9170	1,155
0,5	9,4315	3,21	1085,0	0,9248	1,160
0,6	11,1083	3,90	1101,0	0,9297	1,164
0,8	14,2822	5,37	1134,0	0,9491	1,171
1,0	17,2373	6,92	1167,0	0,9625	1,177
1,2	19,9954	8,61	1193,0	0,9978	1,179
1,4	22,5756	10,40	1229,0	1,0245	1,280
Хлорид кальцію (CaCl₂)					
0,1	1,0977	0,64	1006,1	0,9167	1,285
0,2	2,1716	1,29	1014,9	0,9373	1,281
0,3	3,2224	1,96	1023,7	0,9562	1,292
0,4	4,2509	2,65	1032,3	0,9755	1,304
0,5	5,2577	3,42	1040,8	0,9959	1,318
0,6	6,2536	4,18	1049,2	1,0159	1,334
0,8	8,1551	5,87	1065,7	1,0576	1,362
1,0	9,9902	7,76	1081,7	1,1028	1,389
2,0	18,1656	20,45	1157,3	1,3894	1,501
3,0	24,9796	40,00	1225,8	1,8485	1,486
4,0	30,7460	66,25	1281,3	2,2621	—
5,0	35,6893	98,49	1342,5	3,2615	—
6,0	39,9738	133,74	1392,4	5,5843	—
Нітрат кальцію (Ca(NO₃)₂)					
0,1	1,6144	0,62	1007,5	0,8730	1,103
0,2	3,1775	1,22	1019,0	0,8636	1,036
0,3	3,6917	1,82	1030,0	0,8544	1,081
0,4	6,1593	2,44	1041,0	0,8597	1,065

Продовження таблиці Б.1

Концентрація		Осмотичний тиск π, МПа	Густина ρ, кг/м ³	Кінематична в'язкість ν·10 ⁶ , м ² /с	Коефіцієнт дифузії D·10 ⁹ , м ² /с
моль/л	мас. %				
0,5	7,5824	3,07	1053,0	0,8737	1,060
0,6	8,9630	3,70	1065,0	0,9015	1,046
Сульфат купруму (CuSO ₄)					
0,1	1,5709	0,28	1013,2	0,9445	0,590
0,2	3,0933	0,51	1028,8	0,9914	0,578
0,3	4,5692	0,73	1044,4	1,0436	0,562
0,4	6,0009	0,95	1060,4	1,0967	0,544
0,5	7,3903	1,17	1076,1	1,1523	0,529
0,6	8,7391	1,38	1091,0	1,2099	0,517
0,8	11,3224	1,81	1100,4	1,3306	0,494
1,0	13,7634	2,30	1148,8	2,4580	0,474
1,2	16,0736	2,83	1172,2	1,6140	0,455
1,4	18,2632	3,43	1204,8	1,8011	0,438
Хлорид калію (KCl)					
0,1	0,7400	0,46	1001,8	0,8912	1,844
0,2	1,4691	0,91	1006,4	0,8864	1,838
0,3	2,1876	1,35	1011,5	0,8822	1,838
0,4	2,8957	1,78	1015,5	0,8779	1,844
0,5	3,5936	2,23	1020,0	0,8735	1,849
0,6	4,2815	2,66	1024,4	0,8694	1,857
0,8	5,6283	3,56	1033,0	0,8615	1,873
1,0	6,9378	4,45	1041,5	0,8538	1,889
2,0	12,9754	9,07	1081,7	0,8279	1,986
3,0	18,2773	13,99	1118,4	0,8159	2,083
4,0	22,9703	19,21	1152,4	0,8443	2,163
Нітрат калію (KNO ₃)					
0,1	1,0010	0,45	1007,8	0,8905	1,831
0,2	1,9821	0,86	1011,2	0,8900	1,787
0,3	2,9940	1,26	1011,6	0,8906	1,760
0,4	3,8872	1,65	1022,2	0,8826	1,736
0,5	4,8122	2,02	1027,1	0,8782	1,718
0,6	5,7196	2,38	1032,5	0,8732	1,701
0,8	7,4835	3,09	1046,6	0,8566	1,683
1,0	9,1825	3,76	1055,0	0,8341	1,674
2,0	16,8205	6,66	1110,7	0,8463	1,536
3,0	23,2734	9,02	1155,0	—	—

Продовження таблиці Б.1

Концентрація		Осмотичний тиск π, МПа	Густина ρ, кг/м³	Кінематична в'язкість ν·10⁶, м²/с	Коефіцієнт дифузії D·10⁹, м²/с
моль/л	мас. %				
Сульфат калію (K₂SO₄)					
0,1	1,7128	0,58	1016,5	0,9067	1,301
0,2	3,3680	1,11	1022,5	0,9150	1,245
0,3	4,9683	1,62	1037,0	0,9214	1,198
0,4	6,5165	2,10	1049,0	0,9316	1,164
0,5	8,0151	2,58	1061,0	0,9388	1,141
0,6	9,4664	3,04	1073,5	—	—
0,7	10,8726	3,50	1085,5	—	—
Хлорид літію (LiCl)					
0,1	0,4222	0,46	999,6	0,9066	1,269
0,2	0,8409	0,93	1002,0	0,9169	1,267
0,3	1,2560	1,41	1004,4	0,9270	1,269
0,4	1,6677	1,89	1006,8	0,9368	1,273
0,5	2,0760	2,39	1009,1	0,9468	1,277
0,6	2,4809	2,89	1011,5	0,9574	1,283
0,8	3,2807	3,94	1016,1	0,9787	1,292
1,0	4,0675	5,04	1020,6	1,0000	1,301
2,0	7,8171	11,33	1042,0	1,1167	1,358
3,0	11,2846	19,15	1061,9	1,2447	1,419
4,0	14,5007	28,80	1080,6	1,3837	—
5,0	17,4917	40,20	1098,3	1,5420	—
6,0	20,2806	53,50	1115,1	1,7271	—
Нітрат літію (LiNO₃)					
0,1	0,6347	0,46	1000,0	0,9035	1,240
0,2	1,3600	0,93	1004,0	0,9097	1,243
0,3	2,0263	1,39	1007,5	0,9252	1,248
0,4	2,6836	1,88	1011,0	0,9211	1,254
0,5	3,3321	2,36	1015,0	0,9271	1,260
0,6	3,9721	2,85	1018,5	0,9313	1,267
0,8	5,2269	3,87	10,26,0	0,9450	1,280
1,0	6,4494	4,94	1033,0	0,9603	1,293
2,0	12,1173	10,77	1070,0	1,2073	1,332
3,0	17,1376	17,55	1103,0	1,0995	1,332
4,0	21,6253	25,20	1135,0	1,1905	1,292
5,0	25,6339	33,48	1164,0	1,2990	1,238
6,0	29,2606	42,20	1191,0	1,4167	1,157
Хлорид магнію (MgCl₂)					
0,1	0,9334	0,64	1004,8	0,9197	1,074
0,2	1,8691	1,30	1012,3	0,9475	1,051

Продовження таблиці Б.1

Концентрація		Осмотичний тиск π, МПа	Густина ρ, кг/м ³	Кінематична в'язкість ν·10 ⁶ , м ² /с	Коефіцієнт дифузії D·10 ⁹ , м ² /с
моль/л	мас. %				
0,3	2,7777	2,00	1019,8	0,9766	1,041
0,4	3,6696	2,73	1027,1	1,0069	1,040
0,5	4,5453	3,53	1034,3	1,0368	1,039
0,6	5,4052	4,36	1041,4	1,0758	1,039
0,8	7,0794	6,17	1055,4	1,1524	1,039
1,0	8,6953	8,27	1069,0	1,2273	1,040
2,0	15,9994	22,85	1132,6	1,7620	1,047
3,0	22,2215	45,50	1190,1	2,5239	1,061
4,0	27,5853	76,62	1242,8		—
Нітрат магнію (Mg(NO ₃) ₂)					
0,1	1,4616	0,64	1008,0	0,912	1,047
0,2	2,8811	1,29	1018,5	0,935	1,032
0,3	4,2603	1,98	1029,0	0,964	1,028
0,4	5,6009	2,71	1038,5	0,992	1,028
0,5	6,9044	3,50	1049,0	1,025	1,028
0,6	8,1725	4,31	1057,0	1,065	1,029
0,8	10,6076	6,05	1077,0	1,150	1,033
1,0	12,9170	7,92	1095,0	1,230	1,035
2,0	22,8788	20,36	1184,0	1,770	1,040
3,0	30,7953	38,00	1264,0	—	—
Сульфат магнію (MgSO ₄)					
0,1	1,1896	0,30	1009,1	0,9335	0,602
0,2	2,3512	0,56	1020,9	0,9707	0,602
0,3	3,4858	0,80	1032,5	1,0107	0,586
0,4	4,5943	1,05	1044,0	1,0541	0,571
0,5	5,6777	1,29	1055,3	1,1005	0,556
0,6	6,7368	1,54	1066,5	1,1497	0,550
0,8	8,7851	2,06	1088,0	1,2585	0,533
1,0	10,7454	2,60	1110,0	1,3786	0,504
2,0	19,4055	6,73	1210,7	2,3700	0,453
3,0	26,5338	14,10	1361,1	4,5428	—
Хлорид натрію (NaCl)					
0,1	0,5811	0,46	1001,1	0,9009	1,483
0,2	1,1555	0,92	1005,2	0,9054	1,475
0,3	1,7233	1,37	1009,1	0,9100	1,475
0,4	2,2846	1,81	1013,0	0,9147	1,475
0,5	2,8395	2,29	1016,9	0,9193	1,475
0,6	3,3882	2,74	1020,8	0,9242	1,475
0,8	4,4671	3,68	1028,6	0,9338	1,477

Продовження таблиці Б.1

Концентрація		Осмотичний тиск п, МПа	Густина ρ, кг/м ³	Кінематична в'язкість ν·10 ⁶ , м ² /с	Коефіцієнт дифузії D·10 ⁹ , м ² /с
моль/л	мас. %				
1,0	5,5222	4,63	1035,7	0,9440	1,483
2,0	10,4665	9,78	1072,2	1,0044	1,513
3,0	14,9190	15,63	1105,6	1,0840	1,556
4,0	18,9496	22,30	1136,9	1,1862	1,585
5,0	22,6156	29,88	1166,9	1,3070	1,592
6,0	25,9643	38,32	1194,1	—	—
Нітрат натрію (NaNO ₃)					
0,1	0,8429	0,56	1002,7	0,8958	1,443
0,2	1,6718	0,90	1008,2	0,8950	1,427
0,3	2,4869	1,33	1013,7	0,8943	1,414
0,4	3,2886	1,75	1019,1	0,9037	1,407
0,5	4,0772	2,17	1024,5	0,8941	1,403
0,6	4,8531	2,58	1029,5	0,8960	1,399
0,8	6,3677	3,41	1040,1	0,8997	1,389
1,0	7,8350	4,23	1050,3	0,9036	1,379
2,0	14,5314	8,24	1098,4	0,9544	1,336
3,0	20,3206	12,15	1140,5	1,0141	1,318
4,0	25,3754	15,97	1183,6	1,1020	1,303
5,0	29,8270	19,77	1221,0	1,1892	1,296
6,0	33,7775	23,77	1256,0	—	—
Сульфат натрію (Na ₂ SO ₄)					
0,1	1,4006	0,59	1009,7	0,9236	1,042
0,2	2,7625	1,12	1022,0	0,9511	1,008
0,3	4,0873	1,62	1034,0	0,9793	0,976
0,4	5,3765	2,09	1054,-	1,0101	0,941
0,5	6,6315	2,57	1057,4	1,0426	0,909
0,6	7,8536	3,02	1068,7	1,0767	0,889
0,8	10,2043	3,92	1091,0	1,1502	0,861
1,0	12,4382	4,79	1112,6	1,2423	0,863
2,0	22,1244	9,37	1211,5	1,8317	—
Хлорид амонію (NH ₄ Cl)					
0,1	0,5322	0,46	998,7	0,8938	1,838
0,2	1,0587	0,91	1000,4	0,8938	1,836
0,3	1,5796	1,35	1002,0	0,8886	1,840
0,4	2,0952	1,78	1003,6	0,8861	1,850
0,5	2,6053	2,23	1005,1	0,8838	1,860
0,6	3,1102	2,66	1006,6	0,8820	1,870
0,8	4,1043	3,54	1009,6	0,8784	1,892
1,0	5,0783	4,44	1012,5	0,8748	1,917

Продовження таблиці Б.1

Концентрація		Осмотичний тиск π , МПа	Густина ρ , кг/м ³	Кінематична в'язкість $\nu \cdot 10^6$, м ² /с	Коефіцієнт дифузії $D \cdot 10^9$, м ² /с
моль/л	мас. %				
2,0	9,6658	9,02	1026,0	0,8606	2,030
3,0	13,8302	13,80	1037,8	0,8551	2,134
4,0	17,6277	18,79	1048,4	0,8542	2,199
5,0	21,1045	23,84	1057,9	0,8592	2,243
6,0	24,2998	28,99	1066,5	0,8655	2,264
Сахароза (C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)					
0,1	3,097	0,25	1010,0	0,9615	0,509
0,2	6,407	0,50	1022,2	1,0352	0,499
0,3	9,313	0,76	1033,9	1,1151	0,490
0,4	12,043	1,02	1045,3	1,2053	0,483
0,5	14,614	1,28	1056,0	1,3033	0,477
0,6	17,039	1,55	1066,5	1,4124	0,472
0,7	19,330	1,83	1076,4	1,5530	0,467
0,8	21,497	2,10	1086,2	1,6639	0,463
0,9	23,552	2,38	1095,3	1,8083	0,459
1,0	25,501	2,67	1104,2	1,9658	0,55
1,2	29,116	3,24	1121,0	2,3270	0,448
Карбамід (CO(NH ₂) ₂)					
0,1	0,597	0,25	998,6	0,8983	1,3739
0,2	1,187	0,49	1000,2	0,8998	1,3663
0,3	1,170	0,73	1001,7	0,9005	1,3591
0,4	2,346	0,97	1003,3	0,9025	1,3520
0,5	2,915	1,21	1004,8	0,9037	1,3453
0,6	3,478	1,45	1006,3	0,9058	1,3380
0,7	4,035	1,68	1007,8	0,9074	1,3311
0,8	4,584	1,92	1009,2	0,9096	1,3243
0,9	5,128	2,15	1010,7	0,9117	1,3180
1,0	5,66	2,39	1012,1	0,9144	1,3110
1,2	6,723	2,84	1015,0	0,9187	1,2987
Гліцерин (C ₃ H ₅ (OH) ₃)					
0,1	0,913	0,25	999,3	0,9106	0,9368
0,2	1,809	0,50	1001,4	0,9287	0,9239
0,3	2,689	0,75	1003,5	0,9467	0,9138
0,4	3,553	0,99	1005,5	0,9467	0,9041
0,5	4,402	1,25	1007,5	0,9876	0,8964
0,6	5,237	1,50	1009,5	1,0054	0,8894
0,7	6,056	1,75	1011,5	1,0282	0,8834
0,8	6,862	2,00	1013,4	1,0480	0,8778

Якщо концентрація розчиненої речовини нижча 0,1 моль/л, можна скористатися залежностями наведеними таблиці Б.2 [4].

Таблиця Б.2 – Залежність осмотичного тиску від концентрації для низько концентрованих розчинів солей [4]

Водний розчин солі	Залежність
Хлорид барію (BaCl_2)	$\pi=(x/2,0402) \cdot 0,63$
Хлорид кальцію (CaCl_2)	$\pi=(x/1,0977) \cdot 0,64$
Нітрат кальцію ($\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$)	$\pi=(x/1,6144) \cdot 0,62$
Сульфат купруму (CuSO_4)	$\pi=(x/1,5709) \cdot 0,28$
Хлорид калію (KCl)	$\pi=(x/0,7400) \cdot 0,46$
Нітрат калію (KNO_3)	$\pi=(x/1,0010) \cdot 0,45$
Сульфат калію (K_2SO_4)	$\pi=(x/1,7128) \cdot 0,58$
Хлорид літію (LiCl)	$\pi=(x/0,4222) \cdot 0,46$
Нітрат літію (LiNO_3)	$\pi=(x/0,6347) \cdot 0,46$
Хлорид магнію (MgCl_2)	$\pi=(x/0,9434) \cdot 0,64$
Нітрат магнію ($\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$)	$\pi=(x/1,4316) \cdot 0,64$
Сульфат магнію (MgSO_4)	$\pi=(x/1,1896) \cdot 0,30$
Хлорид натрію (NaCl)	$\pi=(x/0,5811) \cdot 0,46$
Нітрат натрію (NaNO_3)	$\pi=(x/0,8429) \cdot 0,56$
Сульфат натрію (Na_2SO_4)	$\pi=(x/1,4006) \cdot 0,59$
Хлорид амонію (NH_4Cl)	$\pi=(x/0,5322) \cdot 0,46$

ДОДАТОК В

Фізичні властивості води

Властивості води наведені в таблиці В.1

Таблиця В.1 – Фізичні властивості води на лінії насичення [11].

p , бар	t , °C	ρ , $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	h , $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$	c , $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$	$\lambda \cdot 10^2$, $\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$	$\mu \cdot 10^6$, Па·с	$\nu \cdot 10^6$ $\text{м}^2/\text{с}$	Pr
1	0	1000	0	4,23	55,1	1790	1,79	13,7
1	10	1000	41,9	4,19	57,5	1310	1,31	9,52
1	20	998	83,8	4,19	59,9	1000	1,01	7,02
1	30	996	126	4,18	61,8	804	0,81	5,42
1	40	992	168	4,18	63,4	657	0,66	4,31
1	50	988	210	4,18	64,8	549	0,556	3,54
1	60	983	251	4,18	65,9	470	0,478	2,98
1	70	978	293	4,19	66,8	406	0,415	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	355	0,365	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	315	0,326	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	282	0,295	1,75
1,46	110	951	461	4,23	68,5	256	0,268	1,58
2,02	120	943	503	4,23	68,6	231	0,244	1,43
2,75	130	935	545	4,27	68,6	212	0,226	1,32
3,68	140	926	587	4,27	68,5	196	0,212	1,23
4,85	150	917	629	4,32	68,4	185	0,202	1,17
6,30	160	907	671	4,36	68,3	174	0,191	1,10
8,08	170	897	713	4,40	67,9	163	0,181	1,05
10,23	180	887	755	4,44	67,5	153	0,173	1,01

ДОДАТОК Г

Завдання до розрахунку апарата зворотного осмосу

В апараті зворотного осмосу проходить концентрування L_f розчину солі з початковою концентрацією x_{1f} за робочого тиску Δp . Втрати солі з пермеатом не повинні перевищувати $[g_{cp}]$ (у відсотках від кількості у початковому розчині). Температура розчину – 25°C .

Матеріал мембрани – ацетат целюлози.

Тип апарата – спіральний.

Вихідні дані:

Вар.	Сіль	Вар.	L_f , кг/с	Вар.	x_{1f} , % мас	Вар.	$[g_{cp}]$, %	Вар.	Δp , МПа
1	NH_4Cl	1	3,0	1	1,2	1	7,5	1	6,5
2	NaCl	2	5,0	2	0,6	2	5,0	2	5,0
3	CaCl_2	3	3,5	3	1,4	3	9,0	3	5,8
4	Na_2SO_4	4	7,0	4	0,8	4	5,5	4	6,2
5	MgSO_4	5	4,0	5	1,1	5	8,0	5	5,2
6	BaCl_2	6	6,5	6	0,5	6	6,5	6	6,8
7	$\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$	7	4,5	7	1,3	7	10,0	7	4,8
8	K_2SO_4	8	5,5	8	0,7	8	7,5	8	5,4
9	MgCl_2	9	7,0	9	1,0	9	8,5	9	4,0
10	NaNO_3	10	6,0	10	0,9	10	6,0	10	5,6
*)		*)		*)		*)		*)	

Визначити площу поверхні мембран та гідравлічний опір

Група, курс	Прізвище ініціали	Дата видачі	Видав _____

ДОДАТОК Д

Завдання до розрахунку ультрафільтраційного апарата

В ультрафільтрації апараті проходить концентрування L_f розчину високомолекулярної сполуки від концентрації x_{1f} до концентрації x_{1r} . Допустима концентрація в пермеаті $[x_2]$. Розчин містить неорганічні солі* концентрацією x_c . Температура розчину – 25°C.

Матеріал мембрани – ацетат целюлози.

Тип апарата – плоскорамний.

Робочий перепад тиску $\Delta p = 0,2$ МПа.

Вихідні дані:

Вар	Розчин	Вар	L_f , кг/с	Вар	x_{1f} мас. %	Вар	x_{1r} мас. %	Вар	$[x_2]$ мас. %	x_c . мас. %
1	Яєчний альбумін	1	0,14	1	0,015	1	0,10	1	0,002	5,0
		2	0,11	2	0,010	2	0,19	2	0,011	5,9
2	Сироватковий альбумін	3	0,16	3	0,019	3	0,11	3	0,003	5,1
		4	0,12	4	0,011	4	0,18	4	0,010	5,6
3	Ацилаза	5	0,18	5	0,018	5	0,13	5	0,004	5,2
		6	0,13	6	0,012	6	0,16	6	0,010	5,8
4	γ_2 -б-Глобулін	7	0,20	7	0,017	7	0,13	7	0,005	5,3
		8	0,14	8	0,013	8	0,17	8	0,009	5,7
5	Каталаза	9	0,22	9	0,016	9	0,14	9	0,007	5,4
		10	0,15	10	0,014	10	0,15	10	0,006	5,6
*)		*)		*)		*)		*)		

Визначити площу поверхні мембран та гідравлічний опір

*неорганічну сіль приймати таку ж саму як і в розрахунку апарата зворотного осмосу

Група, курс	Прізвище ініціали	Дата видачі	Видав _____

ДОДАТОК Е.

Завдання до розрахунку апарата газорозділення

В газорозділювальному апараті проводиться збагачення повітря киснем з продуктивністю за збагаченим повітрям V_p . Кінцева концентрація кисню в пермеаті повинна становити x_p . Тиск в напірному каналі p_1 , тиск в дренажному каналі p_2 . Початковий склад (в мольних частках) повітря прийняти $x_{O_2} = 0,21$, $x_{N_2} = 0,79$.

Вихідні дані:

Вар	Матеріал та товщина мембрани	Вар	V_p , м ³ /год	Вар	x_p , %	Вар	$p_1 \cdot 10^{-5}$ Па	Вар	$p_2 \cdot 10^{-4}$ Па
1	Полідиметилсилоксан, 10 мкм	1	32	1	30	1	1,1	1	1,12
		2	40	2	39	2	1,08	2	1,09
2	Полісилоксан-акрилат, 2 мкм	3	34	3	31	3	1,12	3	1,04
		4	36	4	40	4	1,19	4	1,13
3	Полікарбонат, 0,1 мкм	5	38	5	35	5	1,14	5	1,08
		6	31	6	32	6	1,2	6	1,15
4	Полівінілтриметилсилан, 0,2 мкм	7	37	7	38	7	1,15	7	1,05
		8	35	8	33	8	1,18	8	1,18
5	Поліфенілен-оксид, 0,05 мкм	9	39	9	37	9	1,13	9	1,14
		10	42	10	36	10	1,09	10	1,02
*)		*)		*)		*)		*)	

Визначити площу поверхні мембран.

Група, курс	Прізвище ініціали	Дата видачі	Видав _____